E.A.Bratu

OPERAȚII UNITARE ÎN INGINERIA CHIMICĂ

Vol. II

Editura tehnică

Scanned with OKEN Scanner

Emilian A. Bratu

OPERAȚII UNITARE ÎN INGINERIA CHIMICĂ

Vol. II

EDITURA TEHNICĂ
București — 1984

Scanned with OKEN Scanner

În continuarea volumului I, materialul este tratat și organizat după sistemul operațiilor unitare, grupate după procesul fundamental principal.

În carte se prezintă: amestecarea, sedimentarea, filtrarea, centrifugarea, separarea sistemelor gazoase eterogene, transferul termic, încălzirea aparatelor din industria chimică, schimbătoare de căldură, răcirea și condensarea, vaporizarea, cristalizarea, uscarea.

Cartea se distinge prin expunerea bine sistematizată, clară, concisă, fiind însoțită de numeroase exemple de calcul.

Lucrarea se adresează inginerilor din industria chimică, din cercetare și proiectare din sectorul chimic și studenților de la facultățile de tehnologie chimică și mecanică.

Cartea este utilă și inginerilor din industriile petrolieră, farmaceutică, alimentară etc.

Redactor: ing. FILOMENOS SAVIN
Tehnoredactor: MARIA TRĂSNEA
Coperta: SIMONA DUMITRESCU

Bun de tipar: 9.VII.1984.
Coli de tipar: 33,25.
C.Z.: 66—9.

Lucrarea a fost executată sub cda. nr. 129, la Întreprinderea Poligrafică „Crișana", Oradea, str. Moscovei nr. 5
Republica Socialistă România

Partea a patra

Operații în sisteme eterogene

Scanned with OKEN Scanner

Cuprins

Capitolul 13. **Amestecarea** . . . 7

13.1. Generalităţi şi terminologie 7
13.1.1. Eficacitatea amestecării . 9
13.1.2. Amestecare discontinuă, amestecare continuă, durată de staţionare 11
13.2. Tipuri de amestecătoare . . 11
13.2.1. Agitatoare cu aer . . . 11
13.2.1.1. Agitatoare cu aer sau abur introdus prin ţevi găurite 12
13.2.1.2. Injectoare şi duze . . 13
13.2.1.3. Agitatoare *Mammut* . 13
13.2.1.4. Amestecătoare *Pachuca* 14
13.2.2. Agitatoare prin curgerea lichidelor 14
13.2.2.1. Amestecătoare cu circulaţie exterioară 14
13.2.2.2. Coloane cu şicane sau cu orificii 15
13.2.2.3. Coloane cu talere . . 15
13.2.2.4. Coloane cu umplutură 15
13.2.3. Amestecătoare cu braţe . 15
13.2.3.1. Puterea necesară pentru acţionarea unui agitator 15
13.2.3.2. Agitatoare cu paletă dreptunghiulară 21
13.2.3.3. Agitatoare cu braţe perpendiculare pe arbore . 21
13.2.3.4. Agitatoare cu cadru . 21
13.2.3.5. Agitatoare ancoră . 21
13.2.3.6. Agitatoare cu braţe paralele cu arborele . . . 21
13.2.3.7. Agitatoare cu braţe şi şicane 21
13.2.3.8. Agitatoare cu impeller 21
13.2.3.9. Agitatoare planetare . 22
13.2.3.10. Agitatoare cu mişcări alternative 22
13.2.3.11. Agitator cu recipient învîrtitor 23
13.2.3.12. Amestecătoare cu palete *Polter* 23
13.2.3.13. Malaxoare cu braţe . 23
13.2.4. Amestecătoare cu elice . 23
13.2.4.1. Ventilatoare 24
13.2.4.2. Agitatoare cu arbore vertical şi elice simplă . . 24
13.2.4.3. Agitatoare laterale . 25
13.2.4.4. Agitatoare cu elice în tub vertical 25
13.2.4.5. Agitatoare elicoidale în tub vertical 25
13.2.4.6. Amestecătoare elicoidale 26
13.2.5. Agitatoare centrifuge sau turbină 26
13.2.5.1. Ventilatoare centrifuge sau pompe centrifuge . . 28
13.2.5.2. Agitatoare centrifuge simple 28
13.2.5.3. Agitatoare centrifuge cu stator (turbină) 28
13.2.5.4. Agitatorul *Dreika* . . 28
13.2.5.5. Turbodispersoare . . 28
13.2.5.6. Turboabsorbitorul de gaz 28
13.2.6. Amestecătoare cu tambur 29
13.2.6.1. Amestecătorul cu tambur orizontal 29
13.2.6.2. Amestecătorul cu conuri 30
13.2.6.3. Amestecătorul cu arbore oblic 31
13.2.7. Amestecătoare diverse . 31
13.2.7.1. Amestecătorul cu sac . 31
13.2.7.2. Valţuri de amestecare 31
13.2.7.3. Agitatoare vibratoare 31
13.2.8. Şicane verticale . . . 32
13.3. Teoria similitudinii şi analiza dimensională aplicată la transpunerea agitatoarelor la altă scară 33
13.3.1. Deducerea criteriilor de similitudine pentru agitatoare 33
13.3.2. Transpunerea model-prototip 35
13.4. Indicaţii pentru alegerea amestecătoarelor 36
Bibliografie 37

Capitolul 14. **Sedimentarea** . . 39

14.1. Viteza de sedimentare . . . 39
14.2. Sedimentarea suspensiilor . 43
14.2.1. Terminologie 43
14.2.2. Factori care influenţează sedimentarea 43
14.2.2.1. Structura şi concentraţia fazei solide 43
14.2.2.2. Viteza şi durata sedimentării 45
14.2.2.3. Curba de sedimentare 45
14.2.2.4. Tendinţa de aglomerare (floculare), adaosuri . 47
14.3. Decantoare 47
14.3.1. Decantoare simple cu funcţionare discontinuă . . 47
14.3.2. Decantoare dreptunghiulare cu funcţionare continuă . 48

Scanned with OKEN Scanner

14.3.2.1. Dimensionarea decantoarelor dreptunghiulare . 49
14.3.3. Decantoare verticale . . 51
14.3.3.1. Calculul decantoarelor verticale 51
14.3.4 Decantoare cu conuri *(Dervaux)* 52
14.3.5. Decantoare conice cu sifon 53
14.3.6. Decantoare circulare cu braţe *(Dorr)* 54
14.3.7. Decantoare etajate . . 55
14.4. Decantoare în contracurent . 55
14.5. Limpezitoare 57
14.5.1. Limpezitoare cu difuzor . 57
14.5.2. Limpezitoare cu fund perforat 58
14.5.3. Limpezitoare mixte . . 58
14.5.4. Transformarea decantoarelor în limpezitoare 59
14.5.5. Dimensionarea limpezitoarelor 59
14.6. Sedimentarea cu adaos de coagulant 62
14.6.1. Instalaţia de sedimentare cu coagulant 62
Bibliografie 65

Capitolul 15. **Filtrarea** 67

15.1. Factorii care influenţează filtrarea 68
15.2. Mijloace pentru îmbunătăţirea filtrării 74
15.3. Teoria filtrării 77
15.3.1. Teoria filtrului ideal . . 77
15.3.2. Teoria filtrării prin stratul de precipitat 78
15.3.2.1. Filtrarea la diferenţă de presiune constantă . . 80
15.3.2.2. Filtrarea cu debit constant 80
15.3.3. Ecuaţia generală a filtrării prin stratul de precipitat 81
15.3.4. Spălarea precipitatului . 81
15.3.5. Teoria filtrării prin stratul de precipitat, cu considerarea suportului 83
15.3.6. Consideraţii asupra ecuaţiilor filtrării 85
15.4. Filtre şi instalaţii de filtrare 86
15.4.1. Filtre cu strat granular . 86
15.4.1.1. Filtre lente 86
15.4.1.2. Filtre rapide . . . 87
15.4.2. Filtre orizontale (nuce) . 93
15.4.3. Filtre cu elemente filtrante verticale 95
15.4.3.1. Filtre cu saci . . . 95
15.4.3.2. Filtrul *Kelly* . . . 97
15.4.3.3. Filtrul *Sweetland* . 97
15.4.3.4. Filtrul *Vallez* . . . 99
15.4.4. Filtre-presă 100
15.4.4.1. Filtre-presă cu camere 100
15.4.4.2. Filtre-presă cu rame . 102
15.4.4.3. Alte variante de filtre-presă 103
15.4.5. Filtre celulare rotative . 103
15.4.5.1. Filtrul celular *Oliver* . 104
15.4.5.2. Filtrul *Oliver* perfecţionat 106
15.4.5.3. Filtrul rotativ fără pînză filtrantă 108
15.4.5.4. Instalaţii de filtrare cu filtre celulare rotative . 108
15.4.5.5. Filtrul celular *Dorr-co* 109
15.4.5.6. Filtre celulare cu discuri 111
15.4.5.7. Filtrul *Bird-Young* . 112
15.4.5.8. Filtre celulare carusel 113
15.4.5.9. Filtre celulare cu bandă transportoare . . . 113
15.4.6. Filtre diverse 113
15.4.6.1. Filtre cu plăci orizontale 113
15.4.6.2. Filtre cu preformarea stratului filtrant . . . 114
15.4.6.3. Filtre Meta 115
Bibliografie 115

Capitolul 16. **Centrifugarea** . . . 117

16.1. Consideraţii teoretice . . . 117
16.1.1. Sedimentarea în cîmp centrifugal 117
16.1.1.1. Viteza de sedimentare 117
16.1.2. Filtrarea în cîmp centrifugal 121
16.1.3. Îndepărtarea lichidului îmbibat în materiale solide . 123
16.1.4. Forma suprafeţei lichidului în centrifugă 123
16.1.5. Solicitarea peretelui centrifugei 126
16.1.5.1. Solicitarea rezultată din rotirea peretelui . . . 126
16.1.5.2. Solicitarea provenită din rotirea lichidului . . . 127
16.1.5.3. Solicitarea totală a peretelui centrifugei . . . 127
16.1.6. Puterea necesară pentru acţionarea centrifugei . . . 128
16.1.7. Turaţia critică 131
16.2. Tipuri de centrifuge . . . 132
16.2.1. Centrifuge filtrante . . 133
16.2.1.1. Centrifuge filtrante cu funcţionare discontinuă . . 133

Scanned with OKEN Scanner

16.2.1.2. Centrifuge filtrante cu funcționare continuă . . . 136
16.2.2. Centrifuge mixte (decantoare-filtrante) 138
16.2.3. Centrifuge decantoare . 139
16.2.3.1. Centrifuge analitice . 139
16.2.3.2. Centrifuge tubulare 139
16.2.3.3. Centrifuge cu camere 140
16.2.3.4. Separatoare cu talere 140
16.2.3.5. Separatoare cu talere, cu evacuarea continuă a sedimentului 142
16.2.3.6. Centrifuge decantoare continue, cu transportor elicoidal 143
16.2.3.7. Alte centrifuge decantoare 143
16.2.4. Ultracentrifuge 143
16.3. Hidrocicloane 144
Bibliografie 145

Capitolul 17. **Separarea sistemelor gazoase eterogene** 147

17.1. Generalități 147
17.1.1. Proveniența sistemelor gazoase eterogene 147
17.1.2. Scopul separării . . . 147
17.1.3. Eficacitatea separării . . 148
17.2. Procedee și instalații de separare 148
17.2.1. Procedee de separare prin sedimentare 148
17.2.1.1. Camere de sedimentare 149
17.2.1.2. Camere de sedimentare cu polițe 150
17.2.2. Procedee de separare bazate pe inerție (impact) . . 151
17.2.3. Procedee de separare prin centrifugare 152
17.2.3.1. Cicloane 153
17.2.4. Procedee umede de separare 157
17.2.4.1 Turnuri de spălare . 157
17.2.4.2. Spălătoare centrifuge 157
17.2.4.3. Spălătoare mecanice . 157
17.2.4.4. Epurarea cu tub *Venturi* 159
17.2.4.5. Spălătoare cu spumă 160
17.2.5. Procedee de separare prin filtrare 161
17.2.5.1. Straturi granulare staționare, mobile sau fluidizate 161
17.2.5.2. Ecrane filtrante . . 162
17.2.5.3. Filtre cu saci . . . 163
17.2.6. Procedee electrice de separare 164
17.2.6.1. Trecerea curentului electric prin gaze 164
17.2.6.2. Mobilitatea ionilor . . 166
17.2.6.3. Depunerea particulelor într-un gaz ionizat . . 167
17.2.6.4. Fenomene secundare 168
17.2.6.5. Eficiența filtrelor electrice 169
17.2.6.6. Instalație de laborator 170
17.2.6.7. Instalații industriale . 171
17.2.7. Procedee sonice de separare 175
Bibliografie 175

Scanned with OKEN Scanner

Amestecarea

13.1. Generalităţi, terminologie

În fabricaţiile industriei chimice, numai rareori un singur material este prelucrat; în majoritatea fazelor de fabricaţie intervin mai multe materiale. Procesele fizice sau chimice, între aceste materiale, sînt cu atît mai rapide şi mai complete cu cît materialele componente se prezintă într-un amestec mai uniform. Uneori produsul final al unei fabricaţii nu este decît un amestec, bine omogenizat, al materiilor prime (exemple: vopsele, produse cosmetice, insecticide, beton).

Amestecarea serveşte pentru: accelerarea reacţiilor chimice, uniformizarea amestecurilor, dizolvare, spălare (dizolvarea impurităţilor în lichidul de spălare), obţinerea emulsiilor şi dispersiilor, efectuarea unor procese fizice ca floculare şi cristalizare, adsorbţia (decolorarea cu cărbune sau cu pămînt decolorant), îmbunătăţirea transmiterii căldurii, activarea uscării.

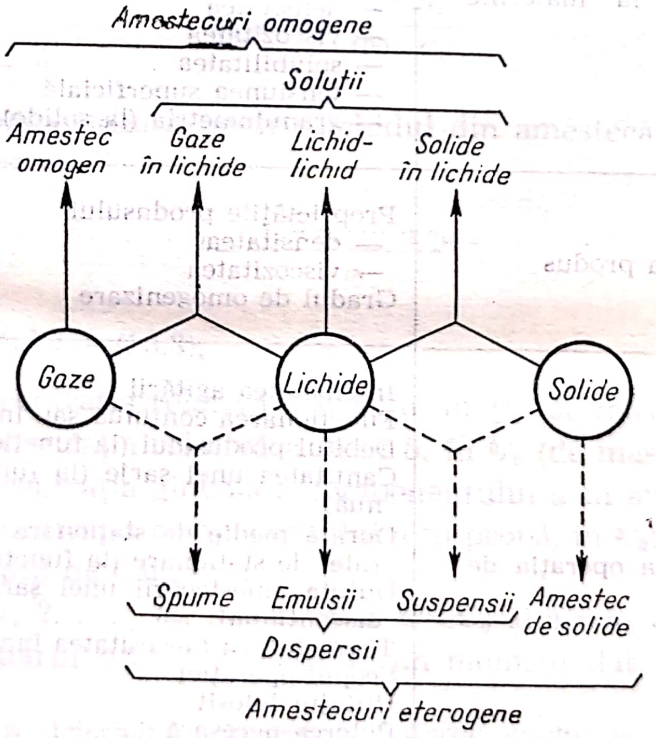


Fig. 13.1. Amestecuri omogene şi eterogene.

Scanned with OKEN Scanner

De cele mai multe ori, amestecarea este o fază distinctă a fabricației; alte operații pot interveni — dorit sau inevitabil — simultan cu amestecarea (de exemplu: mărunțire, uscare, reacție chimică).

Condițiile amestecării diferă după starea fizică a materialelor, după proprietățile lor și după produsul care trebuie să rezulte. Schema din fig. 13.1 dă o idee asupra rezultatelor generale care se prezintă, după starea fizică a materialelor și după cum produsul obținut este omogen sau eterogen.

Termenul de *agitare* se folosește pentru amestecarea între fluide sau între lichide și solide, cînd amestecul are viscozitate mică sau medie, iar termenul de *malaxare* pentru amestecurile cu consistență mare. Termenul de *amestecare* este folosit — în sens restrîns pentru amestecarea solidelor (granulare sau pulverulente). Aparatele se numesc *agitatoare, malaxoare* sau *amestecătoare*. Uneori se înțelege prin agitator numai dispozitivul care produce agitarea, fără recipientul care conține materialul.

Operația de amestecare este influențată de un număr mare de factori, dintre care cei mai importanți sînt indicați în tabelul 13.1.

Tabelul 13.1

Factori care intervin în operația de amestecare

Factori referitori la materiile prime	Natura componenților Starea fizică a componenților Raportul cantitativ dintre componenți Proprietățile componenților — densitatea — viscozitatea — solubilitatea — tensiunea superficială — granulometria (la solide)
Factori referitori la produs	Proprietățile produsului — densitatea — viscozitatea Gradul de omogenizare
Factori referitori la operația de amestecare	Intensitatea agitării Funcționarea continuă sau intermitentă Debitul produsului (la funcționarea continuă) Cantitatea unei șarje (la funcționarea discontinuă) Durata medie de staționare și repartizarea duratei de staționare (la funcționarea continuă) Durata amestecării unei șarje (la funcționarea discontinuă) Temperatura (necesitatea încălzirii sau răcirii) Scopul operației Utilajul folosit Puterea necesară Costul operației

Scanned with OKEN Scanner

13.1.1. Eficacitatea amestecării

Deşi există numeroase cercetări experimentale şi studii teoretice, nu s-a ajuns încă la rezultate cu ajutorul cărora să se poată alege şi dimensiona, cu siguranţă, amestecătorul cel mai potrivit sau prevedea durata amestecării, pe baza proprietăţilor cunoscute ale materialelor componente şi ale produsului.

Dificultatea de a ajunge la rezultate ce pot fi folosite în proiectarea amestecării este mărită de lipsa unei mărimi care să exprime efectul de omogenizare a amestecurilor. Uneori se poate găsi o astfel de mărime, de exemplu: concentraţia soluţiei este o măsură a amestecării pentru operaţia de dizolvare, cîmpul temperaturii dă o imagine (de altfel destul de complicată) a eficacităţii amestecării în transmiterea căldurii. În majoritatea cazurilor însă nu există criterii obiective pentru aprecierea eficacităţii amestecării.

Kafarov propune următoarea metodă pentru exprimarea cantitativă a omogenizării fazelor prin amestecare.

Din cîteva puncte ale lichidului, situate la diferite înălţimi şi la diferite distanţe de axa agitatorului se iau — la un anumit moment — probe de lichid. Concentraţia relativă, în procente, între conţinutul celor două faze *a* şi *b* este:

$$n_a = 100\,\frac{C}{C_o} \tag{13.1}$$

$$n_b = 100\,\frac{100-C}{100-C_o} \tag{13.2}$$

Gradul de omogenizare pentru lichidul din amestecător, la momentul luării probelor, este:

$$I = \frac{n_1+n_2+\cdots+n_m}{m} \tag{13.3}$$

În relaţiile (13.1)—(13.3),

n_a este concentraţia relativă a fazei *a*, în % (de masă sau volum);
n_b — concentraţia relativă a fazei *b*, în % (de masă sau volum);
C_0 — concentraţia globală a componentului *a* în amestecător, în %;
C — concentraţia componentului *a* în probă, în %;
I — gradul de omogenizare, în %;
n_i — $i=1, 2, \ldots, m$; $n_i=n_a$ cînd $C<C_0$ şi $n_i=n_b$ cînd $C>C_0$;
m — numărul probelor luate, la un moment dat, din amestecător.

Exemplu. Să se determine prin metoda *Kafarov*, gradul de omogenizare a unui amestec benzen (*a*) — apă (*b*), într-un agitator din care au fost luate patru probe de lichid.

Scanned with OKEN Scanner

1	Concentrația globală a benzenului	C_0	30				%	Dată
2	Volumul fiecărei probe		7				cm^3	Măsurat
3	Numărul probelor	m	1	2	3	4		
4	Benzen în probe		0,8	2,0	4,2	6,5	cm^3	Determinat
5	Concentrația benzenului în probe		11,4	28,6	60,0	92,9	%	100(4)/7
6	Concentrația relativă a benzenului în probe	$n_{i,a}$	*38,0*	*95,3*	200,0	309,7	%	Ec. (13.1)
7	Concentrația relativă a apei în probe	$n_{i,b}$	142,3	102,0	*57,1*	*10,1*	%	Ec. (13.2)
8	Concentrația relativă ($n_{i,a}$ sau $n_{i,b} < 100$)	n_i	38,0	95,3	57,1	10,1	%	Obs.
9	Gradul de omogenizare	I	50,1				%	$\Sigma(8)/4$

Observație. Dintre concentrațiile relative $n_{i,a}$ (rîndul 6) și $n_{i,b}$ (rîndul 7) se ia (în rîndul 8) pe cea care este mai mică decît 100.

Dificultatea principală de aplicare a acestei metode este luarea simultană a mai multor probe din diferite puncte ale lichidului agitat.

Deși în toate operațiile de agitare se caută să se realizeze în toate punctele lichidului gradienți mari de viteze, se pot distinge două acțiuni necesare pentru o amestecare eficace:

— o acțiune de agitare locală intensă — mai cu seamă de forfecare — în apropierea dispozitivului care produce agitarea, constînd în crearea de viteze cît mai diferite ca mărime și direcție, în porțiuni cît mai mici ale lichidului amestecat, și

— o acțiune generală prin care se primenește continuu porțiunea de lichid supusă primei acțiuni, prin antrenarea într-o mișcare relativ lentă de circulație a întregului volum de material din recipient.

În fiecare punct al lichidului agitat apar vectori de mărime și direcție diferite și variabile în timp. Acești vectori pot fi descompuși după trei direcții în raport cu recipientul, considerat cilindric: axială, radială și tangențială. În fiecare tip de amestecător predomină una dintre aceste componente ale vitezei.

Cu totul convențional și aproximativ, se evaluează intensitatea amestecării prin viteza periferică a agitatorului:

0—2 m/s — agitație lentă,

3—4 m/s — agitație medie,

5—6 m/s — agitație intensă.

O altă evaluare a intensității agitării este valoarea puterii agitatorului raportată la unitatea de volum al lichidului (se socotește numai puterea consumată pentru agitare, excluzînd, deci, puterea consumată pentru învingerea rezistențelor mecanice).

Scanned with OKEN Scanner

13.1.2. Amestecare discontinuă, amestecare continuă, durată de staționare

Amestecarea discontinuă se realizează într-un recipient în care se introduc de la început sau de-a lungul unui interval de timp materialele componente ale produsului final: amestecarea se prelungește pînă se ajunge la gradul de omogenizare dorit, după care șarja este evacuată.

Amestecarea continuă se realizează într-un amestecător alimentat continuu cu componenții amestecului (în proporția necesară) și din care se evacuează, tot continuu, produsul. Uneori materialele sînt amestecate succesiv în mai multe aparate.

La amestecarea continuă nu toate porțiunile de material, rămîn în amestecător același interval de timp: durata efectivă de staționare diferă pentru diferitele porțiuni de material. Există metode pentru determinarea distribuției duratelor de staționare (D.D.S.). De obicei se folosește: durata medie de staționare (D.M.S.), egală cu raportul dintre volumul recipientului și debitul (volumic) al materialului.

Neuniformitatea duratelor de staționare poate fi cauza unor randamente slabe, fie pentru că prea multe porțiuni de material au staționat în amestecător (sau reactor) un interval prea mic de timp pentru realizarea procesului, fie pentru că multe porțiuni, staționînd un timp prea îndelungat, după împlinirea procesului, s-au degradat sau ele ocupă inutil locul în amestecător (micșorarea productivității amestecătorului).

Amestecătoarele reale se încadrează între două tipuri extreme (bineînțeles, ideale):

— *amestecătorul cu deplasare totală* care îndeplinește condiția că materialele se deplasează de la intrare spre ieșire cu viteză egală, ca un dop;

— *amestecătorul cu agitare ideală* în care materialele intrate sînt omogenizate instantaneu.

13.2. Tipuri de amestecătoare

Numeroșii factori care influențează operația de amestecare și lipsa unei baze teoretice au dus la existența unui număr mare de tipuri de amestecătoare, construite mai mult pe considerații empirice și recomandări ale „bunului simț tehnic". S-a dovedit, practic, că aproape întotdeauna tipurile clasice, simple, sînt mai eficace.

13.2.1. Agitatoare cu aer

Agitarea cu aer, sau alte gaze constă în introducerea gazelor, sub presiune, în lichidul de amestecat. Barbotarea gazelor antrenează porțiunile învecinate de lichid, silindu-le să se deplaseze într-un circuit mai mult sau mai puțin definit. Agitarea locală este slabă, iar acțiunea de primenire a lichidului agitat nu se resimte decît la o distanță mică de drumul ascendent al gazului.

Scanned with OKEN Scanner

Gazul care parcurge stratul de lichid iese saturat cu vaporii lichidului; la lichidele volatile, pierderile de lichid sînt importante cînd gazul saturat este evacuat direct în atmosferă. Dacă agitarea cu gaze este convenabilă din alte puncte de vedere, pierderile de lichid pot fi reduse recirculînd gazul în circuit închis (ca o pompă de recirculație) sau recuperînd lichidul prin procedee de separare (absorbție, adsorbție, condensare), înainte de evacuarea gazului în atmosferă.

Agitarea prin barbotare este indicată, în special, atunci cînd agitarea însoțește o reacție între gaz și lichid sau absorbția gazului în lichid. Agitarea cu abur este rațională atunci cînd se urmărește încălzirea lichidului.

13.2.1.1. **Agitatoare cu aer sau abur introdus prin țevi găurite.** Acesta constituie cel mai simplu mijloc de agitare, eficacitatea agitării este slabă. Aer comprimat, abur, gaze active convenabile sau gaze inerte sînt introduse printr-o țeavă dreaptă, inel sau serpentină, prevăzută cu găuri,

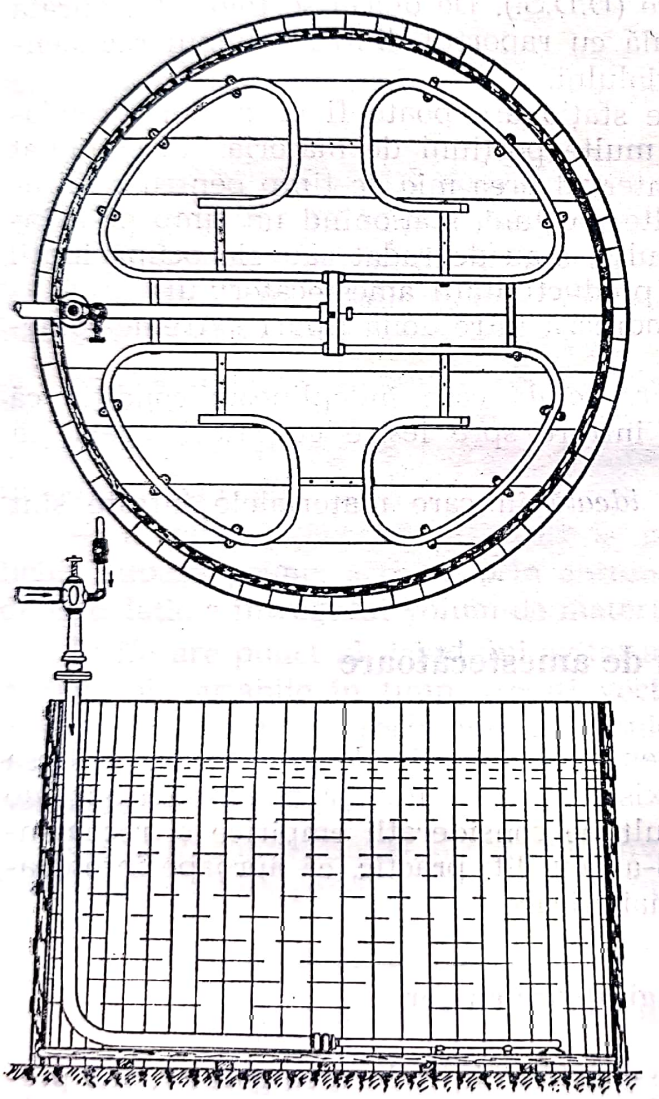


Fig. 13.2. Recipient cu țevi găurite pentru agitare prin barbotare cu aer comprimat sau abur.

la partea inferioară a amestecătorului. Ținînd seama că efectul de agitare este limitat (la aproximativ 25 cm de o parte și de alta a țevii găurite), este necesar, atunci cînd secțiunea recipientului este mare, să fie folosite mai multe țevi găurite, astfel încît să nu se lase între ele porțiuni inac-

Scanned with OKEN Scanner

tive. În fig. 13.2, este un exemplu de felul în care sînt montate țevile găurite pe fundul unui recipient de dimensiuni mari.

Suprapresiunea (față de presiunea atmosferică) a gazului comprimat este dată de ecuația:

$$P = \left(\lambda \frac{l}{d} + \Sigma \xi\right) \frac{w^2}{2} \rho_g + g \rho_l Z \qquad (13.4)$$

în care:

P este suprapresiunea gazului comprimat;
λ — coeficientul de frecare în conductă;
l — lungimea conductei;
d — diametrul conductei;
$\Sigma \xi$ — suma coeficienților rezistențelor hidraulice locale în conducta de gaze, începînd din locul unde se măsoară presiunea;
w — viteza gazului în conductă;
ρ_g — densitatea gazului;
ρ_l — densitatea lichidului;
g — accelerația gravitațională;
Z — grosimea stratului de lichid, deasupra găurilor de ieșire a gazului din țeava perforată.

Debitul necesar de gaz pentru un metru pătrat din secțiunea recipientului este de:

0,4 m³/min pentru agitare slabă,
0,8 m³/min pentru agitare medie,
1,0 m³/min pentru agitare intensă.

Găurile țevilor de barbotare au diametrul cuprins între 3 și 6 mm; găurile mici dau bule de gaz mai mici dar se astupă mai ușor. În lungul țevii găurile sînt distribuite după o elice.

13.2.1.2. **Injectoare și duze.** Alt mijloc simplu pentru amestecarea gazelor, lichidelor miscibile sau nemiscibile și a suspensiilor este folosirea duzelor și injectoarelor. Fluidul motor — abur, aer, alte gaze, apa sau alte lichide — este injectat sub presiune suficientă pentru a produce o turbulență satisfăcătoare.

Acțiunea de agitare cu ajutorul duzelor este mai puternică decît cea rezultată prin suflarea de aer sau abur prin țevi găurite. Duzele se montează la partea inferioară a recipientului care conține lichidul de amestecat.

Amestecarea cu ajutorul injectoarelor începe chiar în interiorul injectorului (amestecarea primară intensă) și se continuă în exterior unde se dezvoltă cele două acțiuni arătate la (13.1.1). După o regulă empirică, diametrul optim al orificiului prin care trece lichidul antrenant este $d = l/17$, unde l este lungimea pe care trebuie să o parcurgă jetul de lichid.

Sînt numeroase exemple cunoscute de aparate de amestecare cu ajutorul duzelor și al injectoarelor; becurile *Bunsen*, injectoarele (arzătoarele) de combustibil lichid și gazos, carburatoarele motoarelor, pistoalele de vopsit etc. Injectoarele pot funcționa fie într-o țeavă, fie într-un recipient, montate în poziția verticală sau orizontală, la partea lui inferioară (fig. 13.3).

13.2.1.3. **Agitatoare Mammut.** Pompele *Mammut* (v. 10.1.3) pot funcționa și ca amestecătoare. În timpul ridicării lichidului se face și o ames-

Scanned with OKEN Scanner

tecare intensă. Cînd agitatorul *Mammut* este montat într-un recipient acțiunea de ridicare este înlocuită cu acțiunea de circulație și agitare a lichidului.

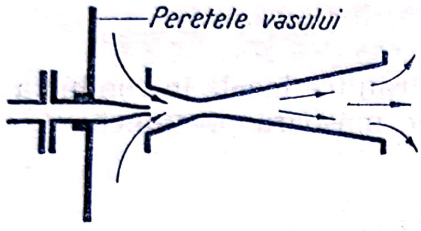


Fig. 13.3. Injector de amestecare.

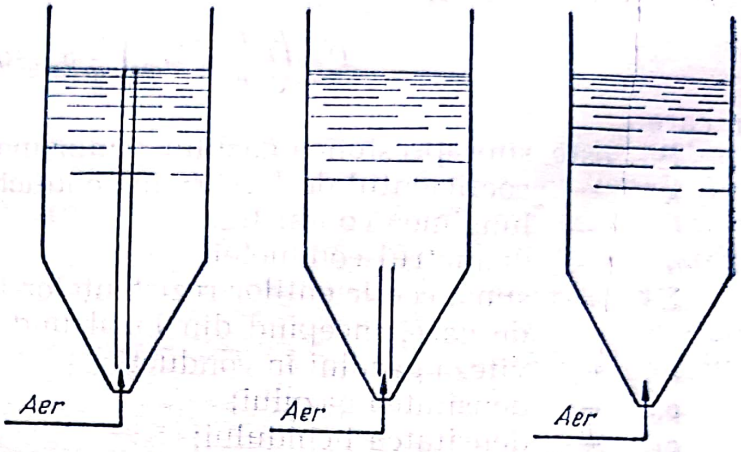


Fig. 13.4. Amestecatoare *Pachuca.*

13.2.1.4. **Amestecătoare Pachuca.** Tipul acesta de amestecător funcționează tot prin acțiunea aerului comprimat, injectat în vîrful recipientului cilindric-conic. În fig. 13.4, sînt schițate trei variante ale acestor amestecătoare. Agitarea este slabă; ele servesc pentru menținerea suspensiilor în rezervoare mari.

13.2.2. Agitatoare prin curgerea lichidelor

În amestecătoarele din această categorie fluidele sînt conduse să curgă prin aparatura de contact. Contactul între fluide este îmbunătățit prin pulverizarea, laminarea sau dirijarea printre șicane a lichidelor și prin divizarea, barbotarea și trecerea printre șicane a gazelor.

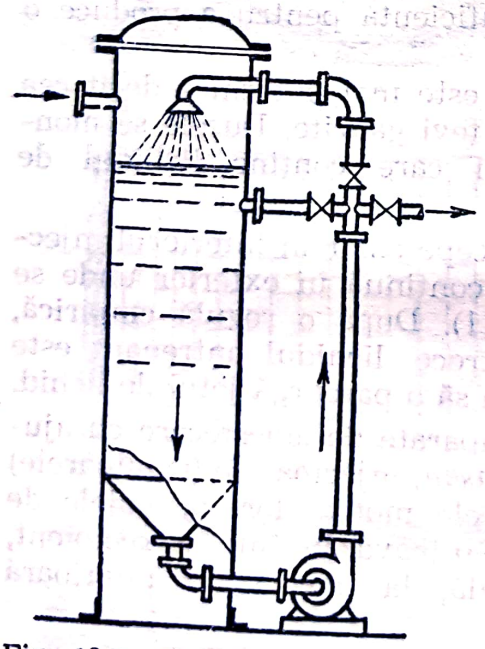


Fig. 13.5. Amestecător cu circulație exterioară.

13.2.2.1. **Amestecătoare cu circulație exterioară.** Un recipient (fig. 13.5) este prevăzut cu o conductă exterioară de circulație, prin care o pompă aspiră lichidul de la baza recipientului și îl reintroduce în partea lui superioară direct sau prin duze, țevi găurite, morișcă hidraulică sau dușuri. De cele mai multe ori, amestecarea locală, importantă, se face în conducta de circulație și, mai cu seamă, în pompă. Dacă scopul operației este amestecarea cu un alt lichid, se recomandă ca acest lichid să fie introdus în conducta de circulație, înainte de pompă. Agitarea la revenirea lichidului în recipient este slabă. Se folosesc la agitarea lentă a cantităților mari de lichid.

Scanned with OKEN Scanner

13.2.2.2. **Coloane cu șicane sau cu orificii.** Aceste coloane sînt cilindri verticali prevăzuți cu șicane orizontale, sau cu pereți transversali găuriți. Sînt folosite pentru punerea în contact a gazelor cu lichide (spălarea și absorbția gazelor) sau a lichidelor între ele (extracție). Fluidele circulă în contracurent prin diferența de densitate.

13.2.2.3. **Coloane cu talere.** Pentru a pune în contact vapori sau gaze cu un lichid, se folosesc coloane cilindrice cu talere, astfel construite încît să divizeze curentul de gaze (sau vapori) în bule mici care barbotează prin lichidul de pe taler; lichidul curge din taler, în taler, prin deversoare. Site sau clopote cu marginea dințată servesc la divizarea lichidului și gazului. Coloanele de rectificare și coloanele de carbonatare din industria sodei amoniacale, sînt exemple de astfel de aparate.

13.2.2.4. **Coloane cu umplutură.** Acestea sînt aparate folosite pentru operații care se bazează pe contactul între fluide: absorbție, extracție, rectificare, reacții chimice. Ele sînt contraindicate pentru reacții din care rezultă produse solide (precipitate). Umplutura (v. 8.3.13.1) servește pentru a lamina, diviza și amesteca fluidele și pentru a mări interfața de contact. Gazul sau lichidul (sau ambele) pot fi recirculate prin exteriorul coloanei dacă o singură trecere prin coloană nu este suficientă.

13.2.3. Amestecătoare cu brațe

În categoria amestecătoarelor cu brațe sînt cuprinse agitătoarele și malaxoarele cu unul sau doi arbori, pe care sînt fixate brațe de diferite forme. La agitătoarele cu brațe predomină agitarea tangențială; agitarea axială este slabă.

13.2.3.1. **Puterea necesară pentru acționarea unui agitator.** Forța necesară pentru învingerea rezistenței mediului cînd un corp se mișcă cu viteză uniformă într-un fluid este dată de ecuația:

$$F=\zeta\frac{w^2}{2}\rho A \qquad (13.5)$$

Pentru aplicarea acestei ecuații la un braț dreptunghiular de agitator (fig. 13.6), trebuie să se țină seamă că punctele de pe suprafața brațului au viteze diferite.

Pentru porțiunea hașurată din fig. 13.6, ecuația (13.4) devine:

$$dF=\zeta\frac{w^2}{2}\rho h dx \qquad (13.6)$$

Viteza elementului hașurat este

$$w=\omega x=2\pi n x \qquad (13.7)$$

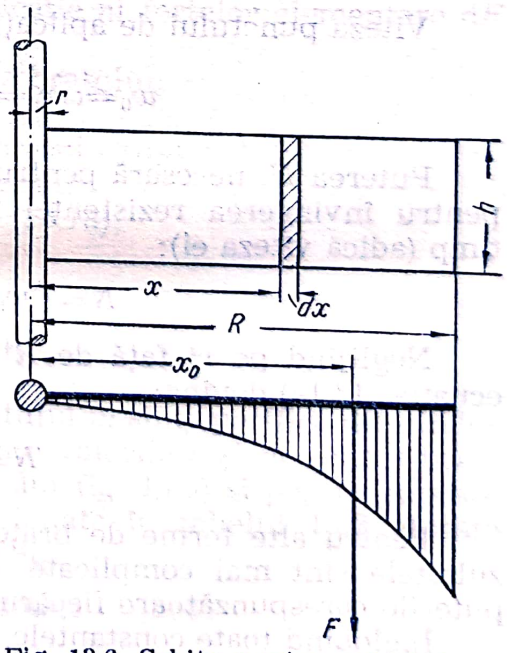


Fig. 13.6. Schița pentru calculul puterii necesare acționării unui braț de agitator.

Din ecuațiile (13.6) și (13.7) rezultă forța necesară pentru mișcarea suprafeței haşurate:

$$dF=\zeta\frac{(2\pi n)^2}{2}\rho h x^2 dx \tag{13.8}$$

iar pentru întregul braț

$$F=\zeta\frac{(2\pi n)^2}{2}\rho h\int_r^R x^2 dx \tag{13.9}$$

sau

$$F=\frac{2}{3}\zeta(\pi n)^2\rho h(R^3-r^3) \tag{13.10}$$

Fiecare element de suprafață — cum este cel haşurat în fig. 13.6 — este solicitat de o forță dF, a cărei valoare creşte cu cît elementul de suprafață se găsește mai aproape de extremitatea brațului. Aceste forțe elementare au punctul de aplicație în centrul elementului de suprafață respectiv și sînt dirijate după normala la suprafață. Cînd brațul este plan, toate forțele elementare sînt paralele și se însumează într-o rezultantă cu punctul de aplicație astfel situat încît să satisfacă ecuația momentelor.

$$x_0F=\int_r^R x dF \tag{13.11}$$

Distanța x_0, dintre punctul de aplicație a rezultantei și axa agitatorului rezultă din ecuațiile (13.8), (13.10) și (13.11):

$$x_0=\frac{3}{4}\frac{R^4-r^4}{R^3-r^3}. \tag{13.12}$$

Viteza punctului de aplicație al rezultantei este:

$$w_0=\omega x_0=2\pi n x_0=\frac{3}{2}\pi n\frac{R^4-r^4}{R^3-r^3}. \tag{13.13}$$

Puterea N, necesară pentru rotirea brațului, este produsul între forța pentru învingerea rezistenței fluidului și deplasarea ei în unitatea de timp (adică viteza ei):

$$N=Fw_0=\zeta(\pi n)^3\rho h(R^4-r^4) \tag{13.14}$$

Neglijînd pe r^4 față de R^4 și introducînd notațiile $a=h/d$ și $d=2R$, ecuația (13.14) devine:

$$N=\frac{a}{16}\zeta(\pi n)^3\rho d^5 \tag{13.15}$$

Pentru alte forme de brațe, principiul de calcul este același dar rezultatele sînt mai complicate. Cînd sînt mai multe brațe se însumează puterile corespunzătoare fiecărui braț.

Înglobînd toate constantele, inclusiv numărul de brațe, în ζ', se ajunge la ecuația:

$$N=\zeta'\rho n^3 d^5 \tag{13.16}$$

Scanned with OKEN Scanner

S-a constatat experimental că ζ' este o funcție de numărul *Reynolds*:

$$\zeta' = \frac{c}{Re^m} \tag{13.17}$$

Pentru agitatoare, numărul lui Reynolds este

$$\mathrm{Re} = \frac{nd^2}{\nu} = \frac{nd_2\rho}{\eta} \tag{13.18}$$

Din ecuațiile (13.16)—(13.18), rezultă:

$$N = c\left(\frac{\eta}{nd^2\rho}\right)^m \rho n^3 d^5 \tag{13.19}$$

sau, final:

$$N = cd^{5-2m} n^{3-m} \rho^{1-m} \eta^m \tag{13.20}$$

În ecuațiile (13.5)—(13.20)

F este forța necesară pentru mișcarea corpului prin fluid;
ζ — coeficientul de rezistență, adimensional;
w — viteza corpului prin fluid;
ρ — densitatea fluidului;
A — aria proiectării corpului în mișcare pe un plan perpendicular pe direcția de mișcare;
h — lățimea brațului;
x — distanța porțiunii haşurate de la axa agitatorului, variind între r și R;
r — raza arborelui agitatorului;
R — lungimea brațului, măsurată de la centrul de rotație;
ω — viteza de rotație a agitatorului;
n — turația agitatorului;
x_0 — distanța dintre punctul de aplicație al forțelor elementare dF și centrul de rotație;
N — puterea necesară pentru rotirea brațului;
$a = h/d$ — simplex de asemănare geometrică;
$d = 2R$ — diametrul cercului descris de brațul agitatorului;
ζ' — coeficientul (sintetic) de rezistență;
Re — numărul lui *Reynolds*, ecuația (13.18);
c — coeficient (tabelul 13.2);
m — exponent (tabelul 13.2);
ν — viscozitatea cinematică;
η — viscozitatea dinamică.

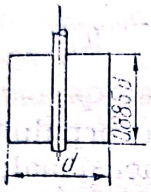
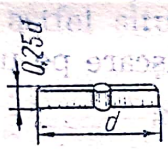
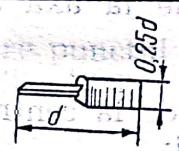
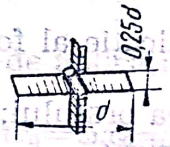
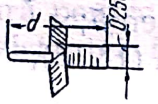
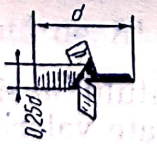
Valorile coeficientului c și ale exponentului m sînt specifice diferitelor forme de agitatoare. În tabelul 13.2 sînt date valorile c și m pentru tipurile mai importante de agitatoare (schițele din fig. 13.8) și pentru rapoartele de asemănare D/d, N/d și h_1/d menționate în tabelul 13.2. Aceste mărimi geometrice au următoarele semnificații:

d — diametrul cercului descris de palete;
D — diametrul recipientului;
N — înălțimea lichidului în recipient;
h_1 — distanța dintre paleta inferioară și fundul recipientului.

Scanned with OKEN Scanner

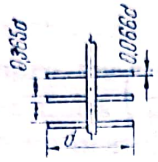
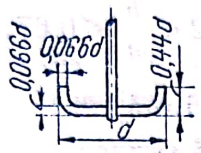
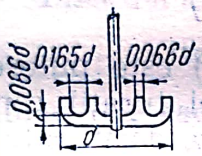
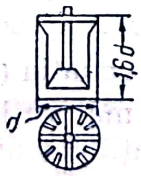
Tabelul 13.2

Valorile constantelor c și m din ecuația (13.30)

Nr.	Tipul agitatorului		$\frac{D}{d}$	$\frac{H}{d}$	$\frac{h_1}{d}$	c	m	Observații
0	1	2	3	4	5	6	7	8
1	Amestecător cu paletă		2	2	0,36	111,0 14,35	1,0 0,31	$Re < 20$ $10^2 < Re < 5 \cdot 10^4$ pentru $Re > 5 \cdot 10^4$ $\xi = 0{,}525$
2	Cu două brațe		3	3	0,33	6,8	0,20	
3	Cu două brațe înclinate în jos la 45°		3	3	0,33	0,45	0,20	
4	Cu patru brațe		3	3	0,33	8,52	0,20	
5	Cu patru brațe înclinate în jos la 45°		3	3	0,33	5,05	0,20	
6	Cu patru brațe înclinate în sus la 45°		3	3	0,33	4,42	0,20	
7	Cu patru brațe înclinate în sus la 60°		3	3	0,5	6,30	0,18	
7a	Cu patru brațe înclinate în sus la 45°		3	3	0,5	3,18	0,15	$Re > 10^3$

Scanned with OKEN Scanner

Tabelul 13.2 (continuare)

0	1	2	3	4	5	6	7	8
8	Cu șase brațe		1,11	1,11	0,11	12,50	0,25	
9	Cu ancoră		1,11	1,11	0,11	6,20	0,25	
10	Cu ancoră dublă		1,11	1,11	0,11	6,00	0,25	
11	Elice cu palete înclinate la 22,5°		3	3	0,33	0,985	0,15	
12	Elice cu trei palete		3,8	3,5	1	230 4,63 1,19	1,67 0,35 0,15	$Re < 30$ $Re < 3 \cdot 10^3$ $Re > 3 \cdot 10^3$
13	Turbină închisă cu trei palete, deschidere centrală de intrare de 37 mm		3	3	0,33	3,90	0,20	
14	Agitator pentru sisteme gaz-lichid și suspensii		4	4	0,4	20,8	0,27	
15	Turbină cu șase palete și stator		2,4	1,78	0,25	5,98	0,15	
16	Turbină cu 12 palete și stator		2,4	1,78	0,25	10,35	0,15	

Scanned with OKEN Scanner

Dacă agitatorul și recipientul nu corespund condițiilor de similitudine geometrică din coloanele 3, 4, 5 ale tabelului 13.2, puterea necesară agitatorului se deduce, cu precizie satisfăcătoare, tot cu ecuația (13.20), în care se mai introduce factorul de corecție K, cu următoarele valori:

a) Pentru agitatoarele cu brațe:

$$K=\left(\frac{D}{3d}\right)^{1,1}\left(\frac{N}{D}\right)^{0,6}\left(\frac{1h}{d}\right)^{0,3} \tag{13.21}$$

Formula se aplică între limitele:

$$2,5<\frac{D}{d}<4,0; \qquad 0,6<\frac{N}{D}<1,6; \qquad 0,2<\frac{h}{d}<0,67; \qquad 0,2<\frac{h_1}{D}<0,5.$$

b) Pentru agitatoarele cu elice sau turbină,

$$K=\left(\frac{D}{3d}\right)^{0,93}\left(\frac{H}{D}\right)^{0,6} \tag{13.22}$$

Puterea rezultată din ecuația (13.20) este puterea de regim, adică puterea necesară pentru menținerea unei turații constante. Puterea de pornire este de 2,5 pînă la 4 ori mai mare decît puterea de regim și depinde mult de durata impusă sau aleasă pentru atingerea turației de regim.

La puterea dedusă din ecuația (13.20) trebuie adăugat și puterea necesară pentru învingerea rezistențelor mecanice în presetupă, lagăre, roți dințate etc.

Büche propune următoarea metodă experimentală pentru determinarea turației necesare și puterii unui agitator:

— cu ajutorul unor modele de laborator, se determină cel mai rațional tip de agitator și turația necesară pentru obținerea efectului dorit;

— se calculează numărul Reynolds $Re_m=n_m R_m/\nu$ pentru agitatorul model; n_m și R_m sînt turația și lungimea brațului, ale agitatorului model optim;

— aparatul la scară mare (prototipul) va fi geometric asemenea cu modelul de laborator;

— se determină turația prototipului după următorul tabel, în care $A=R_m/R$ este raportul de asemănare dintre model și prototip:

Re_m	1,0	1,0—2 000	2 000
n/n_m	1,0	$A^{0,56}$	$A^{0,67}$

— puterea prototipului se determină cu ecuația (13.20).

Agitatoarele cu brațe sînt dintre cele mai utilizate: ele dau rezultate satisfăcătoare în cele mai multe operații de amestecare. Sînt indicate pentru amestecarea lichidelor miscibile, cu viscozitate mică, amestecarea lichidelor cu solide de densități apropiate, dizolvării lente, menținerea suspensiilor fibroase. Agitatoarele cu brațe nu sînt indicate pentru amestecarea lichidelor în curgerea continuă, amestecarea lichidelor cu solide de densitate mult diferită, dizolvări rapide, disperii fine, amestecarea suspensiilor de consistență mare. Avantaje: cost redus, putere necesară mică la turație redusă, aplicații multiple; au dezavanta-

Scanned with OKEN Scanner

jul că nu realizează o amestecare bună în direcție axială (perpendiculară pe brațe).

13.2.3.2. **Agitatoare cu paletă dreptunghiulară.** Acest tip de agitător (fig. 13.7, *a*) are o singură paletă plană fixată pe arborele vertical. Dă rezultate bune la amestecarea lichidelor cu viscozitate mică.

13.2.3.3. **Agitatoare cu brațe perpendiculare pe arbore.** Aceste agitatoare (fig. 13.7, *b*) au două sau mai multe brațe dispuse pe unul sau mai multe niveluri. Uneori brațele sînt prinse oblic pe arborele agitatorului. Arborele poate fi vertical sau orizontal.

Se recomandă:

$$\frac{\text{Diametrul agitatorului}}{\text{Diametrul recipientului}} = \frac{d}{D} \approx 0{,}9$$

$$\frac{\text{Lățimea brațului}}{\text{Diametrul agitatorului}} = \frac{h}{d} \approx 0{,}08 \ldots 0{,}12$$

$$\text{Viteza periferică} \approx 1{,}25 \ldots 2{,}0 \text{ m/s}$$

13.2.3.4. **Agitatoare cu cadru.** Agitatoarele din această categorie au brațe orizontale pe care sînt prinse brațe verticale și oblice (fig. 13.7, *c*); sînt folosite pentru recipiente de volum mare.

13.2.3.5. **Agitatoare ancoră.** Agitatoarele în forma de ancoră (fig. 13.7 *d*), au două brațe adaptate curburii fundului recipientului; ele asigură, astfel, agitarea în imediata vecinătate a fundului. Sînt folosite pentru lichide cu viscozitate mare, paste, topituri etc., adică acolo unde trebuie evitate supraîncălzirile locale, pe fundul curbat sau pe peretele vertical și unde se urmărește îmbunătățirea transferului termic de la focar sau de la manta. Distanța dintre brațele agitatorului și peretele (sau fundul) recipientului este de cel mult 30—50 mm și coboară pînă la 5 mm; la unele aparate, brațele rad fundul și trebuie ajustate periodic.

13.2.3.6. **Agitatoare cu brațe paralele cu arborele.** Aceste agitatoare cu brațe (verticale) paralele cu arborele agitatorului și cu pereții recipientului permit introducerea și montarea serpentinelor sau a tecilor de încălzire ori de răcire, a termometrelor etc. între brațele agitatorului. Sînt indicate cînd este necesară și o îmbunătățire a transferului termic (fig. 13.7, *e*).

13.2.3.7. **Agitatoare cu brațe și șicane.** Aceste agitatoare (fig. 13.7, *f*) sînt de tipul *b*, de mai sus, dar montate în recipiente prevăzute cu brațe orizontale fixate pe peretele recipientului și intercalate între brațele agitatorului.

13.2.3.8. **Agitatoare cu impeller.** Tipul de agitatoare cu impeller (fig. 13.7, *g*) are un singur braț oblic (v. STAS 11602-81) sau două și trei brațe oblice asimetrice așezate și de lungime neegală. Eficiența acestor agitatoare este mărită prin introducerea unui spărgător de vîrtej (v. 13.1.8 și STAS 11602-81 și STAS 5454-76). Uneori denumirea de impeller se referă, în sens larg, la toate agitatoarele cu brațe (inclusiv la pompele centrifuge), rezervîndu-se denumirea de propeler agitatoarelor cu palete în formă de elice (13.2.4).

Tipurile de agitatoare cu brațe, care urmează, au mișcări duble.

Scanned with OKEN Scanner

13.2.3.9. **Agitatoare planetare.** Brațele acestor agitatoare au două mișcări: o mișcare de rotație în jurul arborelui, pe care sînt fixate, și o mișcare de revoluție în jurul unei axe principale, după schema din fig. 13.8. Se folosesc pentru agitarea lentă a lichidelor din recipiente mari.

13.2.3.10. **Agitatoare cu mișcări alternative.** Agitatorul cu mișcări alternative are unu sau doi arbori verticali; întreg dispozitivul de agitare, împreună cu motorul și angrenajele, sînt montate pe roți care se deplasează, cu mișcări de dute-vino, pe două șini fixate pe latura lungă a unui bazin dreptunghiular, care conține lichidul.

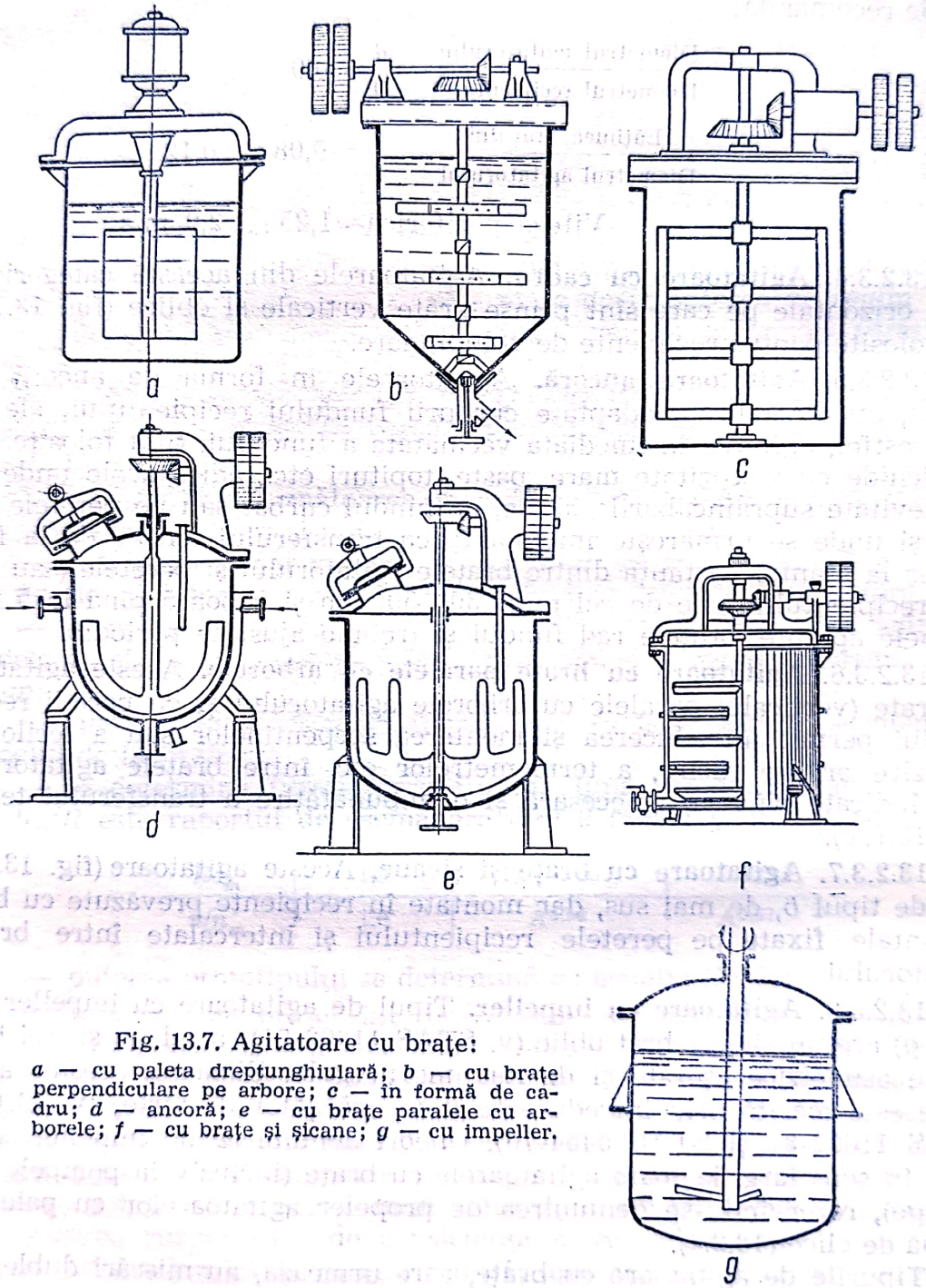


Fig. 13.7. Agitatoare cu brațe:
a — cu paleta dreptunghiulară; *b* — cu brațe perpendiculare pe arbore; *c* — în formă de cadru; *d* — ancoră; *e* — cu brațe paralele cu arborele; *f* — cu brațe și șicane; *g* — cu impeller.

Scanned with OKEN Scanner

13.2.3.11. **Agitator cu recipient învîrtitor.** Acesta este format dintr-un agitator cu brațe, montat excentric într-un recipient care se rotește în sens invers față de sensul de rotire al agitatorului. Palete ajutătoare sau raclete aduc continuu materialul în zona de amestecare. Se folosește pentru omogenizarea amestecurilor de pulberi, pentru amestecarea vopselelor sau pentru malaxarea pastelor.

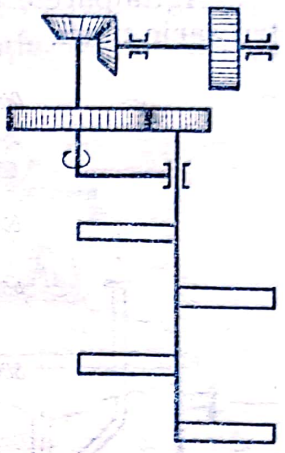


Fig. 13.8. Schema agitatorului planetar.

13.2.3.12. **Amestecătoare cu palete Polter.** Aceste amestecătoare au unu sau doi arbori orizontali pe care sînt fixate brațe orizontale oblice, astfel încît ele să formeze o suprafață elicoidală întreruptă. Amestecătoarele *Polter* reprezintă un tip intermediar între amestecătoarele cu brațe și cele elicoidale și realizează simultan atît agitarea, cît și transportul materialului de-a lungul amestecătorului. Sînt folosite pentru amestecarea pastelor, de exemplu în industria ceramică. Cînd sînt doi arbori, ei se rotesc în sensuri opuse, printr-un angrenaj exterior, cu roți dințate.

13.2.3.13. **Malaxoare cu brațe.** Acestea sînt mașini pentru frămîntarea pastelor. Ele pot fi de tipurile precedente *d*, *e*, *f*, *j* dar și de tipuri speciale, astfel construite încît să reziste la eforturile mari necesare la frămîntarea pastelor consistente; aceste malaxoare au două brațe în forma de *Z* sau Σ, care se rotesc în sensuri contrare.

13.2.4. Amestecătoare cu elice

Amestecătoarele cu elice sînt formate dintr-un arbore vertical, orizontal sau oblic (rotit direct sau printr-un reductor de turație, de un electromotor), avînd la capăt o elice cu două sau trei palete; uneori o a doua elice se fixează mai sus pe același arbore. Înclinația paletelor și sensul de rotire determină mișcarea lichidului în recipient. Forma recipientului și poziția agitatorului în recipient influențează mult eficacitatea agitatorului. Tot în această categorie sînt incluse și amestecătoarele elicoidale (melc).

Amestecătoarele cu elice sînt indicate pentru lichidele cu viscozitatea sub 2 kg/ms, excepțional de 4 kg/ms. Predomină amestecarea axială.

Nomograma din fig. 13.9 servește pentru determinarea puterii agitatorului cu elice cînd se cunoaște diametrul, pasul și turația. Rezultatul dat de această nomogramă este valabil pentru lichide cu viscozitatea și densitatea apei, și reprezintă puterea teoretică necesară pentru mișcarea lichidului în rezervor. Din cauză că, în practică, circuitul lichidului nu este cel ideal, se consideră ca putere reală numai 60—70% din puterea teoretică dată de nomogramă. Pentru alte viscozități decît cea a apei, puterea necesară agitatorului se găsește înmulțind rezultatul dat de nomograma din fig. 13.9, cu valoarea coeficientului de corecție *M*, dat de diagrama din fig. 13.10.

Scanned with OKEN Scanner

Metoda generală pentru determinarea puterii de regim a unui agitator (13.2.3.1) este aplicabilă și la agitatoarele cu elice (cu valorile pentru c și m date în tabelul 13.2 pentru aceste agitatoare).

Agitatoarele cu elice sînt ieftine și eficace, dar nu sînt indicate pentru șarje mari.

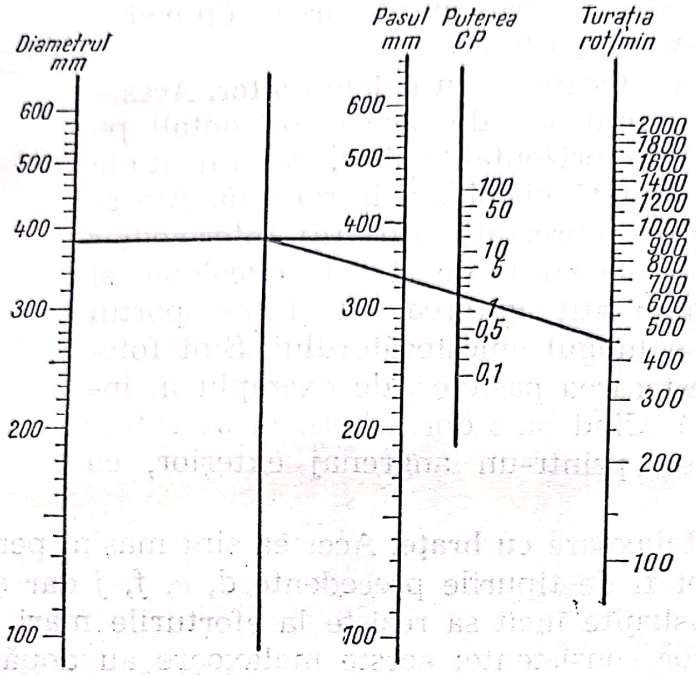


Fig. 13.9. Nomogramă pentru determinarea puterii necesare unui agitator cu elice.

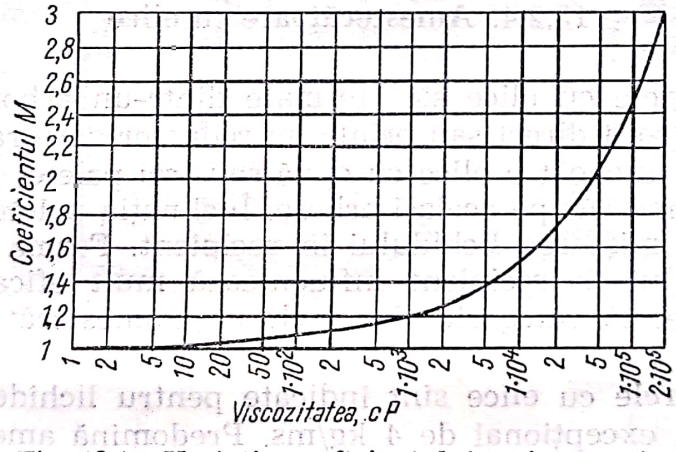


Fig. 13.10. Variația coeficientului M în funcție de viscozitate.

Ele se construiesc în următoarele variante principale:

13.2.4.1. **Ventilatoare.** Ventilatoarele obișnuite pot fi considerate agitatoarele cu elice pentru dirijarea și amestecarea gazelor.

13.2.4.2. **Agitatoare cu arbore vertical și elice simplă.** Aceste ventilatoare se construiesc cu una sau două elice fiecare cu două sau trei palete. Cînd sînt două elice paletele lor sînt astfel montate încît să dirijeze lichidul în sensuri opuse: cea inferioară ascendent și cea superioară descendent.

Scanned with OKEN Scanner

Se recomandă ca agitatorul să fie montat excentric și cu arborele oblic (fig. 13.11). Foarte utile sînt agitatoarele portabile, care pot fi montate ușor în poziția convenabilă (fig. 13.11).

Pentru lichide cu viscozități sub 0,3 kg/ms agitatoarele cu elice se montează direct în prelungirea arborelui electromotorului; pentru viscozități mai mari, este necesar un demultiplicator de turație. Se fabrică cu puteri cuprinse între 0,1 și 3,5 kW.

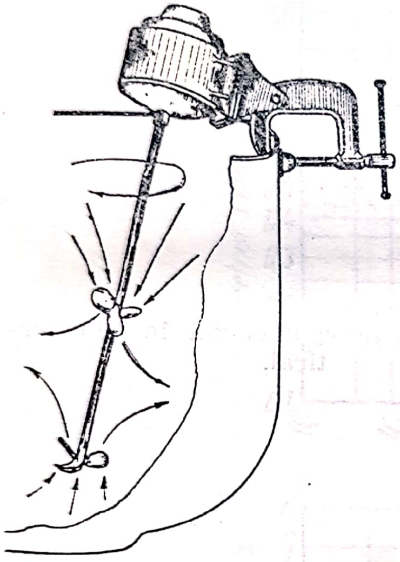


Fig. 13.11. Agitator portabil.

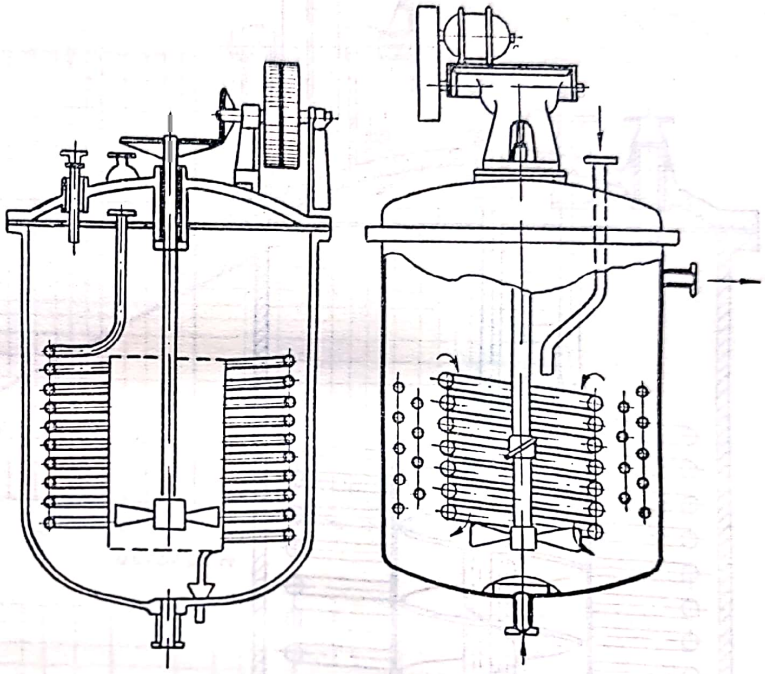


Fig. 13.12. Agitatoare cu elice în tub vertical.

13.2.4.3. **Agitatoare laterale.** Agitatoarele laterale, cu elice fixată pe un arbore orizontal care trece prin peretele rezervorului (etanșare cu presetupă); se montează în partea inferioară a peretelui, așa încît axa lor să facă — în plan orizontal — un unghi cu raza rezervorului. La rezervoarele mari se montează mai multe agitatoare laterale, repartizate la distanțe egale pe circumferința rezervorului. Dau rezultate bune la omogenizarea cantităților mari de lichid cu viscozitate mică. Se construiesc pentru puteri cuprinse între 0,4 și 40 kW, cu elice de 100—200 mm diametru.

13.2.4.4. **Agitatoare cu elice în tub vertical.** Aceste agitatoare (fig. 13.12) evită deformarea curentului de lichid și produc o agitare energetică și eficace a lichidelor cu viscozitate mică sau medie. Tubul vertical este deseori înlocuit cu o serpentină cu spire alăturate, servind pentru încălzirea sau răcirea lichidului agitat; intensitatea transferului termic este mare din cauza turbulenței din apropierea serpentinei.

13.2.4.5. **Agitatoare elicoidale în tub vertical.** Acestea (fig. 13.13) sînt asemănătoare celor precedente, de care se deosebesc numai prin înlocuirea elicei cu o suprafață elicoidală. Se folosesc pentru lichide vîscoase, paste consistente și fibroase; nu sînt indicate pentru lichide cu viscozitate mică.

Scanned with OKEN Scanner

13.2.4.6. **Amestecătoare elicoidale.** Amestecătoarele elicoidale (melc) servesc pentru amestecarea pulberilor, simultan cu transportul lor. Sînt formate dintr-un canal de tablă în care se rotește un arbore pe care este fixată suprafața elicoidală (fig. 13.14). Sînt amestecătoare eficace care necesită putere redusă și spațiu restrîns, este necesară — de obicei — o lungime de cel puțin trei metri.

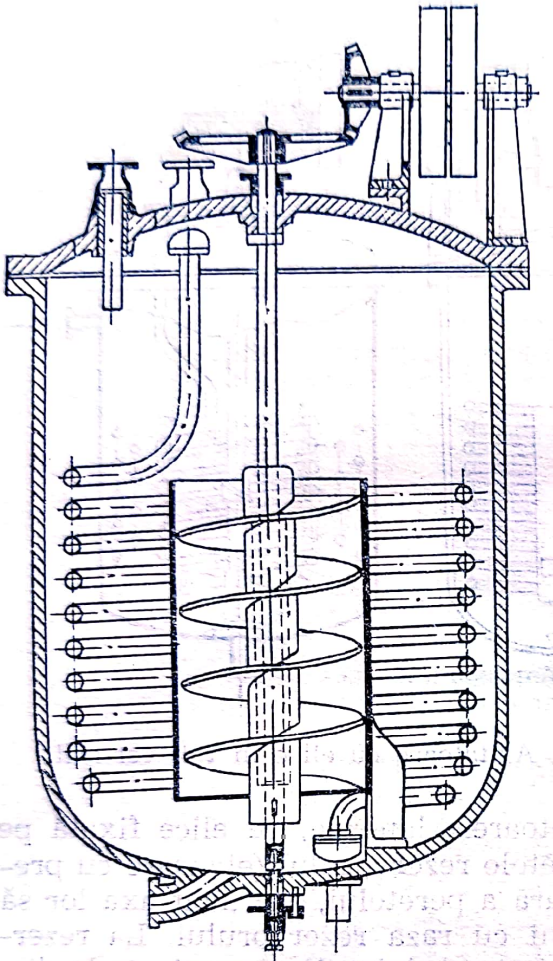


Fig. 13.13. Agitator elicoidal în tub vertical.

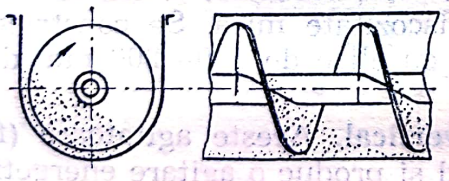


Fig. 13.14. Amestecător elicoidal.

13.2.5. Agitatoare centrifuge sau turbină

Aceste agitatoare sînt formate dintr-unul sau mai multe rotoare, identice cu rotoarele pompelor centrifuge, montate pe un arbore vertical. Rotoarele bilaterale aspiră (de sus și de jos) lichidul în care sînt afundate și îl refulează la periferie. Unele dintre aceste agitatoare au și un stator în jurul rotorului, cu rolul de a dirija radial lichidul ieșit din rotor. La agitatoarele turbină, curgerea radială este predominantă.

Scanned with OKEN Scanner

Sînt folosite pentru operații de omogenizare, dizolvare și dispersare în lichide cu viscozitate mică sau medie.

Pentru calculul puterii agitatoarelor centrifuge, se folosesc — pe lîngă metoda generală (13.2.3.1) — diagramele din fig. 13.10 și fig. 13.15; puterea este dată de produsul

$$P=0{,}736\ M\ N\ O\ \text{[kW]} \qquad (13.23)$$

în funcție de viscozitatea lichidului, diametrul rotorului și turația rotorului

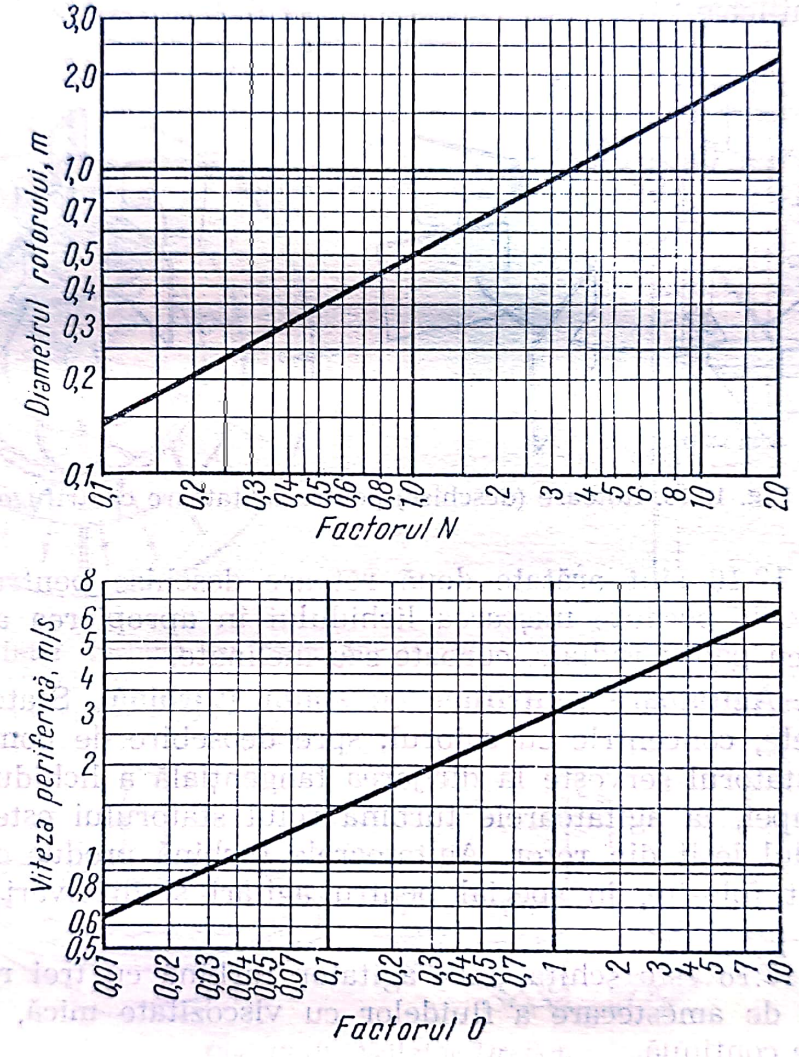


Fig. 13.15. Diagrama pentru calculul puterii la agitatoarele centrifuge.

Exemplu: Să se calculeze puterea necesară unui agitator centrifug, avînd caracteristicile din rîndurile 1—4 ale tabelului următor:

1	Lichidul agitat		ulei		Dat
2	Viscozitatea lichidului	η	4	cP	Dată
3	Diametrul rotorului	d	0,43	m	Dat
4	Turația rotorului	n	200	rot/min	Dată
5	Factorul M	M	1,02	—	Fig. 13.10
6	Factorul N	N	0,75	—	Fig. 13.15
7	Viteza periferică	w_p	3,5	m/s	π(3) (4)/60
8	Factorul O	O	4,50	—	Fig. 13.15
9	Puterea necesară	P	2,0	kW	0,736(5) (6) (8)

Scanned with OKEN Scanner

13.2.5.1. **Ventilatoare centrifuge sau pompe centrifuge.** Aceste aparate (cap. 10.3) pot fi considerate și ca agitatoare centrifuge sau turbină pentru amestecarea lichidelor (și gazelor) care trec prin interiorul lor; ele sînt indicate și pentru menținerea omogenității fluidelor în instalațiile cu circulație exterioară.

13.2.5.2. **Agitatoare centrifuge simple.** Aceste agitatoare au un arbore cu unu sau două rotoare asemănătoare cu cele ale pompelor centrifuge fără stator. Sînt folosite pentru amestecarea lichidelor cu viscozitatea mică sau mijlocie.

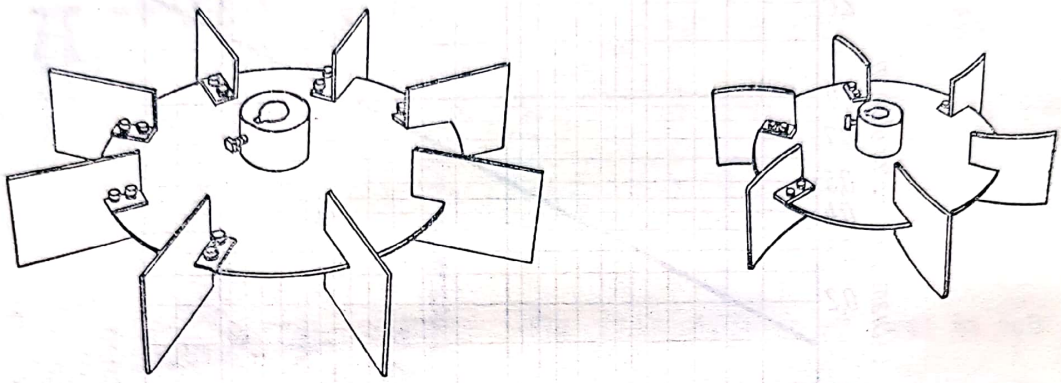


Fig. 13.16. Rotoare (deschise) pentru agitatoare centrifuge.

În fig. 13.16 sînt arătate două rotoare deschise pentru agitatoare. Rotorul deschis permite mișcarea lichidului în apropierea arborelui. Se construiesc cu palete radiale, curbate sau înclinate.

13.2.5.3. **Agitatoare centrifuge cu stator (turbină).** Statorul este un inel cu palete, concentric cu rotorul; spre deosebire de pompele centrifuge unde statorul servește la dirijarea tangențială a lichidului ieșit din rotorul pompei, la agitatoarele turbină rolul statorului este să dirijeze radial lichidul ieșit din rotor. Agitatoarele turbină produc o amestecare intensă; sînt folosite, în special pentru agitări și dizolvări rapide (fig. 13.17).

În fig. 13.18 este schița unui agitator turbină cu trei rotoare, pentru operații de amestecare a fluidelor cu viscozitate mică, în procesele cu producție continuă.

13.2.5.4. **Agitatorul Dreika.** Această construcție (fig. 13.19) este o formă perfecționată, de mare eficacitate, a agitatorului centrifug, cele două curente de lichid — de sus și de jos — aspecte de rotor, se intersectează și se întrepătrund la ieșirea din rotor.

13.2.5.5. **Turbodispersoare.** Turbodispersoarele sînt agitatoare centrifuge la care s-a interpus — între rotor și stator — un inel de tablă perforată. Sînt folosite pentru obținerea dispersiilor fine și dizolvărilor dificile. Sînt utilaje intermediare între agitatoarele centrifuge și morile coloidale.

13.2.5.6. **Turboabsorbitorul de gaz.** Acestea sînt agitatoare centrifuge în care gazul este absorbit axial din spațiul de deasupra lichidului, cînd

Scanned with OKEN Scanner

rotorul este montat la nivelul suprafeței lichidului, sau este adus printr-o conductă înăuntrul rotorului. Este folosit pentru activarea reacțiilor dintre gaze și lichide (hidrogenări, oxidări, clorurări etc.).

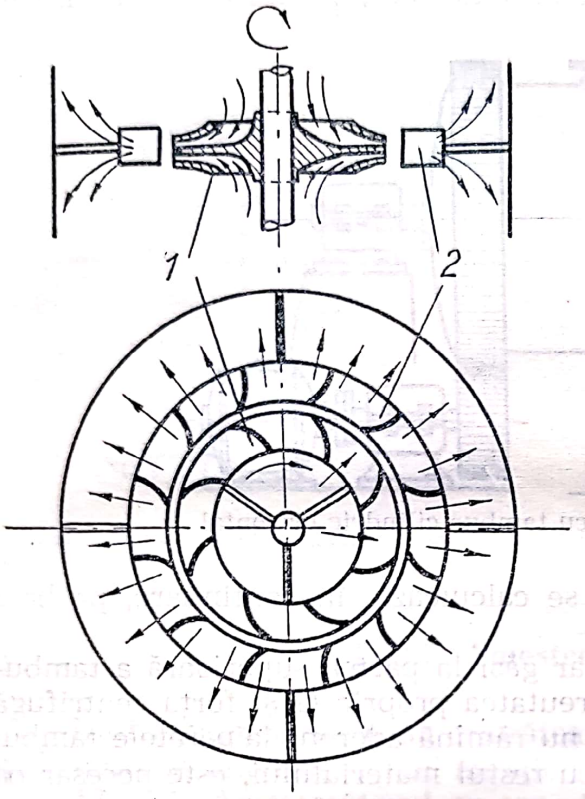


Fig. 13.17. Agitator turbină cu rotor închis:
1 — rotor; *2* — stator.

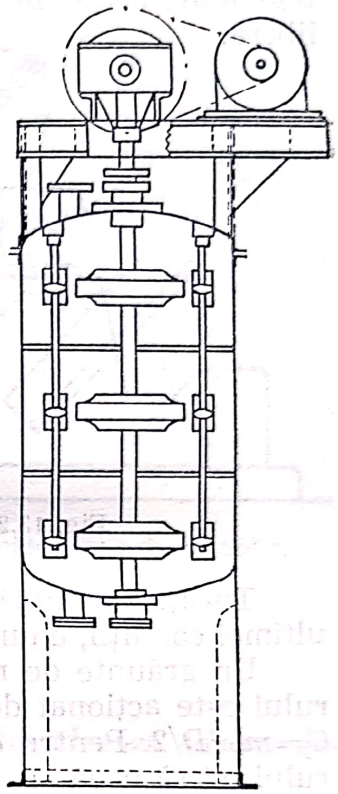


Fig. 13.18. Agitator turbină cu producție continuă.

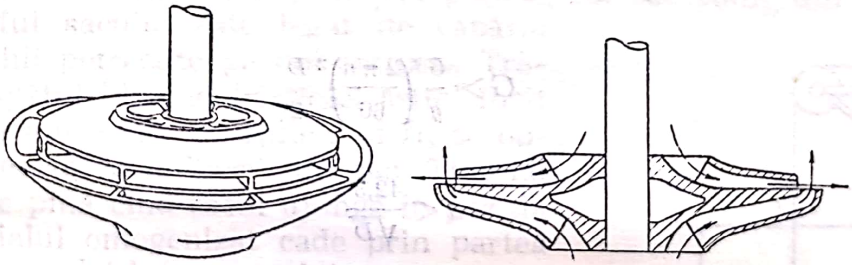


Fig. 13.19. Agitator *Dreika.*

13.2.6. Amestecătoare cu tambur

13.2.6.1. **Amestecătorul cu tambur orizontal.** Acest tip de amestecător (fig. 13.20) este folosit pentru amestecarea pulberilor cu lichide. În diferite variante constructive tamburul are în interior șicane, raclete sau conține bile mari. Tamburul poate fi cilindric sau prismatic (cu 4, 6, 8 fețe). Amestecătorul cu tambur poate fi adaptat și pentru funcționare continuă.

În timpul rotirii tamburului, materialul de la periferie este mereu adus către partea centrală a tamburului; pentru aceasta este necesar:

Scanned with OKEN Scanner

a) ca peretele interior al tamburului să nu fie neted, pentru a împiedica alunecarea materialului, fără amestecare, b) turația tamburului să se mențină sub limita la care forța centrifugă fixează particulele de peretele tamburului împiedicîndu-le să se amestece, prin cădere și mișcare liberă.

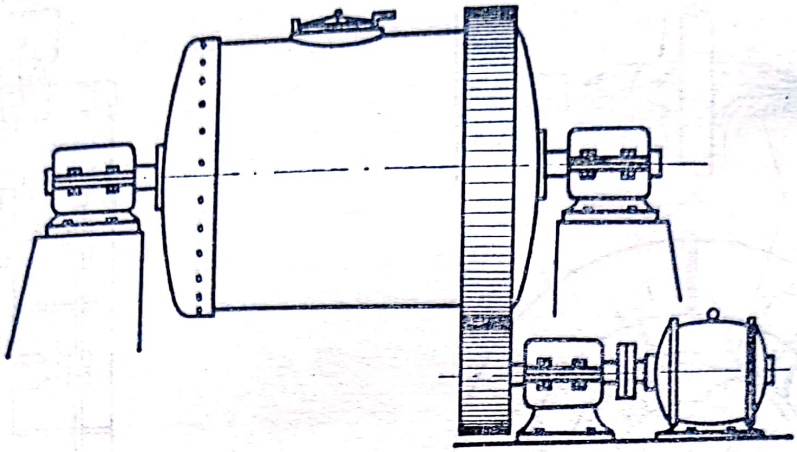


Fig. 13.20. Amestecătorul cu tambur cilindric orizontal.

Turația maximă a tamburului se calculează, în continuare, pe baza ultimei condiții, enunțate anterior.

Un grăunte de material care s-ar găsi la partea superioară a tamburului este acționat de două forțe: greutatea proprie G și forța centrifugă $C=m\omega^2 D/2$. Pentru ca grăuntele să nu rămînă aderent la peretele tamburului, ci să cadă și să se amestece cu restul materialului, este necesar ca $G>C$, adică:

$$G>m\omega^2\frac{D}{2} \tag{13.24}$$

sau

$$G>\frac{G}{g}\left(\frac{2\pi n}{60}\right)^2\frac{D}{2} \tag{13.25}$$

de unde

$$n<\frac{42{,}3}{\sqrt{D}} \tag{13.26}$$

unde: G este greutatea grăuntelui, în N;
m — masa grăuntelui, în kg;
ω — viteza unghiulară a tamburului, în rad/s;
n — turația tamburului, în rot/min;
D — diametrul tamburului, în m;
g — accelerația gravitațională.

În practică, turația se ia între limitele:

$$\frac{32}{\sqrt{D}}<n<\frac{32}{\sqrt{D}}. \tag{13.27}$$

13.2.6.2. **Amestecătorul cu conuri.** Amestecătorul cu conuri (fig. 13.21) este folosit pentru amestecarea pulberilor. Cu o putere de aproximativ 1 kW, o șarjă de 500 kg se omogenizează în cîteva minute.

Scanned with OKEN Scanner

13.2.6.3. **Amestecătorul cu arbore oblic.** Acest amestecător (fig. 13.22) are un tambur în formă de elipsoid, montat pe un arbore oblic. Se folosește mult pentru omogenizarea pigmenților, produselor vegetale, obținerea drajeurilor farmaceutice.

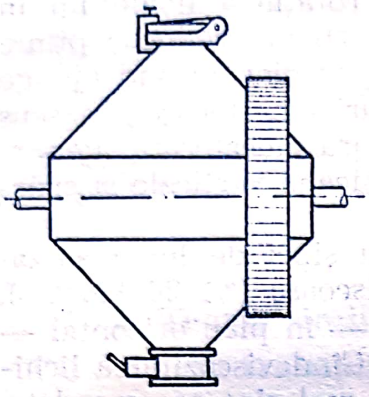


Fig. 13.21. Amestecător cu conuri.

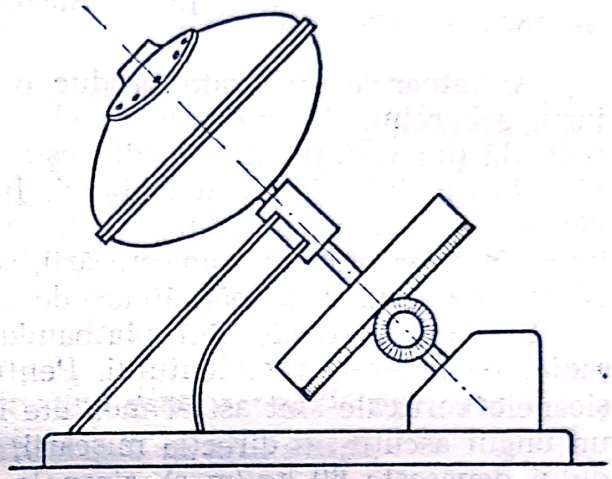


Fig. 13.22. Amestecător cu arbore oblic.

13.2.7. Amestecătoare diverse

Dintre numeroasele amestecătoare care nu se încadrează în categoriile descrise anterior se mai menționează:

13.2.7.1. **Amestecătorul cu sac.** Acest amestecător (fig. 13.23) este un aparat rudimentar, dar eficace, pentru omogenizarea unui amestec, de pulberi în șarje mici. Este format dintr-o manta cilindro-conică metalică, înăuntrul căreia este fixat, prin trei puncte, un sac conic din pînză sau piele. Vîrful sacului este legat de capătul unei frînghii petrecute pe doi scripeți. Trăgînd de capătul liber al frînghiei astfel încît sacul să ia alternativ pozițiile *I* și *II*, se obține omogenizarea pulberii din sac. Trăgînd de frînghie pînă cînd sacul ajunge în poziția *III*, materialul omogenizat cade prin partea conică a mantalei într-un recipient.

Amestecătorul cu sac este recomandat pentru amestecarea menajată, de exemplu pentru omogenizarea explozivelor.

13.2.7.2. **Valțuri de amestecare.** Aceste mașini puternice sînt formate dintr-un postament care susține doi sau mai mulți cilindri încălziți, prin interior, cu abur. Sînt folosite pentru omogenizarea materialelor foarte vîscoase, de exemplu la compoundarea cauciucului.

13.2.7.3. **Agitatoare vibratoare.** Agitatoarele vibratoare sînt formate dintr-un disc

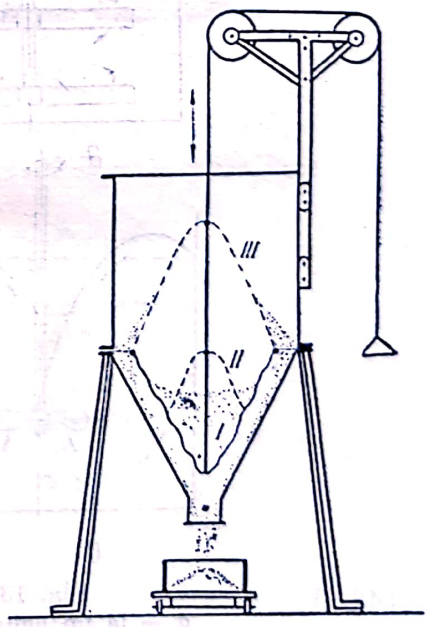


Fig. 13.23. Amestecător cu sac.

Scanned with OKEN Scanner

găurit — plan bombat — acționat, printr-o tije, de un vibrator electromagnetic. Discul agitatorului este introdus în lichidul care trebuie agitat. Este eficace pentru agitarea lichidelor de viscozitate mică și medie.

13.2.8. Șicane verticale

Agitatoarele cu brațe produc o mișcare de rotație a lichidului în jurul arborelui. Agitatoarele cu elice și cele cu turbină produc o pîlnie centrală (un vîrtej) care se adîncește cu creșterea turației, putînd ajunge pînă la nivelul elicei sau turbinei. În aceste cazuri amestecarea în sens vertical este slabă, lichidul se rotește ca un tot, fără amestecare. Pentru îmbunătățirea eficienței amestecării, se utilizează șicane verticale și spărgătoare de valuri sau spărgătoare de vîrtej.

Șicanele verticale sînt platbande de oțel sau șipci de lemn așezat radial pe peretele recipientului. Pentru lichide vîscoase ($\eta > 20$ kg/m·s), șicanele verticale sînt astfel montate încît să facă — în plan orizontal — un unghi ascuțit, în direcția mișcării, cu peretele. Cînd viscozitatea lichidului depășește 60 kg/(m·s), șicanele verticale nu mai sînt recomandate.

În fig. 13.24 sînt arătate efectele agitatoarelor cu șicane verticale (jumătatea din dreapta figurilor), în comparație cu efectul acelorași agitatoare fără șicane (jumătatea din stînga figurilor), curenții de lichid, în plan vertical sînt indicați prin săgeți a căror lungime este proporțională cu viteza curenților.

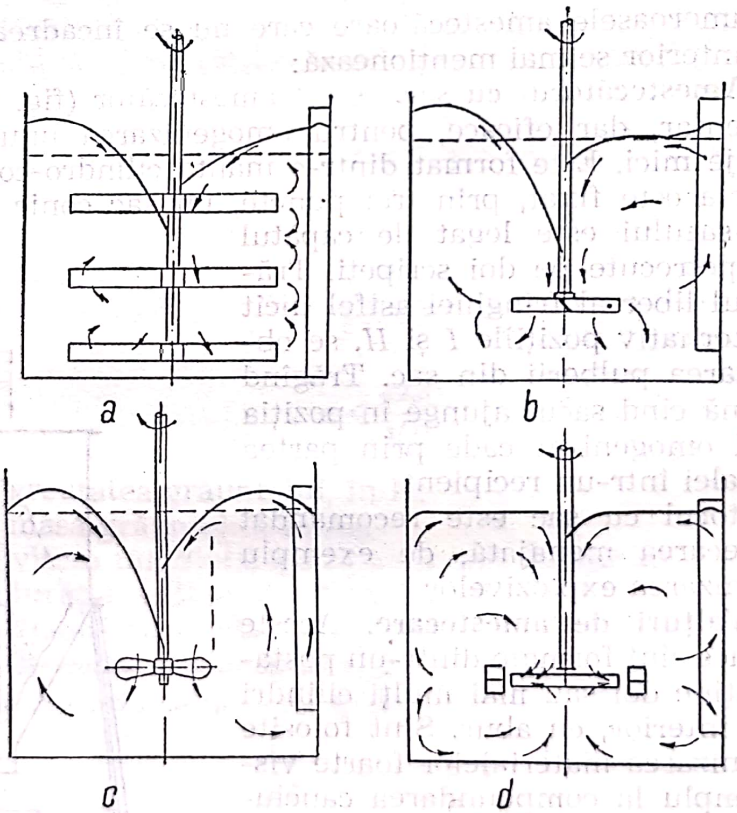


Fig. 13.24. Efectul șicanelor verticale:
a — la un agitator cu brațe; *b* — la un agitator cu șase palete cu stea; *c* — la un agitator cu elice; *d* — la un agitator turbină.

Scanned with OKEN Scanner

Se recomandă (D diametrul recipientului):

— numărul șicanelor verticale: 4 pentru $D<6$ m și 6 pentru $D>6$ m;

— lățimea șicanelor: $D/10$ pentru recipiente mici și $D/12$ pentru recipiente mari;

— distanța dintre șicane și peretele recipientului: $D/60$ (numai la lichide vîscoase).

Efectul șicanelor verticale este realizat și de o singură șicană verticală (spărgător de valuri) așezată la o distanță convenabilă (determinată prin încercări) de arborele agitatorului și avînd o lungime care depășește adîncimea vîrfului vîrtejului care s-ar forma în absența ei. Șicana are 1—3 brațe laterale oblice (la 30° în sus sau în jos) de secțiune ovală (v. și STAS 11602-81).

13.3. Teoria similitudinii și analiza dimensională aplicate la transpunerea agitatoarelor la altă scară

Complexitatea fenomenelor hidrodinamice de agitare și — pe de altă parte — neexistența unui criteriu general pentru eficacitatea lor, fac ca agitatoarele să nu poată fi proiectate pe baza ecuațiilor obișnuite de mișcare și de transfer. De aceea se recurge la teoria similitudinii, experimentînd — pe modele la scară de laborator și, după ce se găsește un model care realizează la scară redusă efectul dorit — se trece la transpunerea la scara prototipului, după considerațiile de mai jos. Se consideră în toate cazurile că există asemănare geometrică între model și prototip. Se prezintă, în continuare determinarea prin similitudine a puterii agitatorului prototip.

13.3.1. Deducerea criteriilor hidrodinamice de similitudine pentru agitatoare

Se va folosi o variantă a metodei generale arătate la (13.4.1).

Se consideră că agitarea este controlată de următoarele mărimi:

Mărimea	*Simbolul*	*Formula dimensională*
Puterea agitatorului	N	ML^2T^{-3}
Turația agitatorului	n	T^{-1}
Diametrul agitatorului	d	L
Accelerația gravitațională	g	LT^{-2}
Viscozitatea lichidului	η	$ML^{-1}T^{-1}$
Densitatea lichidului	ρ	ML^{-3}
Tensiunea superficială	σ	MT^{-2}

Formula generală a puterii agitatorului este:

$$N=n^{\alpha}\, d^{\beta}\, g^{\gamma}\, \eta^{\delta}\, \rho^{\varepsilon}\, \sigma^{\zeta} \qquad (13.28)$$

în care exponenții reprezintă participarea fiecărei mărimi la procesul agitării.

Scanned with OKEN Scanner

Dimensional:

$$[ML^2T^{-3}]=[T^{-1}]^{\alpha}[L]^{\beta}[LT^{-2}]^{\gamma}[ML^{-1}T^{-1}]^{\delta}[ML^{-3}]^{\varepsilon}[MT^{-2}]^{\zeta} \quad (13.29)$$

sau

$$[ML^2T^{-3}]=[M]^{\delta+\varepsilon+\zeta}[L]^{\beta+\gamma+\delta+3\varepsilon}[T]^{-\alpha-2\gamma-\delta-2\zeta}. \quad (13.30)$$

Pentru omogenitatea dimensională a ecuației (13.30), rezultă următoarele condiții:

$$\left.\begin{aligned}\delta+\varepsilon+\zeta&=1\\ \beta+\gamma-\delta-3\varepsilon&=2\\ \alpha+2\gamma+\delta+2\zeta&=3\end{aligned}\right\}$$

care formează un sistem de trei ecuații cu șase necunoscute. Aceste condiții permit eliminarea a trei necunoscute prin exprimarea lor în funcție de celelalte trei.

Dacă se rezolvă sistemul celor trei ecuații exprimînd necunoscutele α, β, ε în funcție de γ, δ, ζ rezultă

$$\left.\begin{aligned}\alpha&=3-2\gamma-\delta-2\zeta\\ \varepsilon&=1-\delta-\zeta\\ \beta&=5-\gamma-2\delta-3\zeta\end{aligned}\right\}$$

Ecuația (13.28) devine:

$$N=n^{3-2\gamma-\delta-2\zeta}d^{5-\gamma-2\delta-3\zeta}g^{\gamma}\eta^{\delta}\rho^{1-\delta-\zeta}\sigma^{\zeta} \quad (13.31)$$

sau, grupînd după exponenți,

$$\frac{N}{n^3d^5}=\left(\frac{nd^2\rho}{\eta}\right)^{-\delta}\left(\frac{n^2d}{g}\right)^{-\gamma}\left(\frac{n^2d^3\rho}{\sigma}\right)^{-\zeta} \quad (13.32)$$

care este ecuația criterială a agitatorului.

Apar criteriile (adimensionale):

$\frac{N}{n^3d^5\rho}$ = Eu, *(Euler)* sau criteriul de putere[1];

$\frac{nd^2\rho}{\eta}$ = Re, *(Reynolds)* pentru agitator;

$\frac{n^2d}{g}$ = Fr, *(Froude)*;

$\frac{n^3d^3\rho}{\sigma}$ = We, *(Weber)*.

Ecuația (13.32) se poate deci scrie

$$\mathrm{Eu}=(\mathrm{Re})^{-\delta}(\mathrm{Fe})^{-\gamma}(\mathrm{We})^{-\zeta} \quad (13.33)$$

Atunci cînd eficacitatea amestecătoarelor se apreciază și pe considerații de transfer termic sau transfer de masă, se introduc și criteriile

[1] Punînd $N\approx Fd\cdot n$, $F\approx\Delta p\cdot d^2$ și $w=d\cdot n$ (unde F este forța de acționare a agitatorului), rezultă $N/(n^3d^5\rho)=\Delta p/(w^2\rho)$, forma clasică a criteriului Froude.

Scanned with OKEN Scanner

care caracterizează aceste premise (v. cap. Tansmisia căldurii și cap. Difuziunea, din vol. III).

Ecuația (13.35) se simplifică în unele cazuri, de exemplu:

— pentru sisteme cu o singură fază, nu intervine criteriul *Weber* ($\zeta=0$);

— pentru sisteme în care vîrtejul (craterul) central este înlăturat (prin șicane verticale, spărgător de valuri, agitator montat excentric și înclinat sau orizontal) nu intervine criteriul Froude ($\gamma=0$).

13.3.2. Transpunerea model-prototip

În conformitate cu teoria similitudinii, transpunerea la altă scară a modelului se face păstrînd valorile criteriilor de similitudine corespunzătoare modelului, ale cărui performanțe sînt considerate satisfăcătoare. Acest procedeu nu poate fi aplicat la amestecătoare.

Așa de exemplu, dacă pentru un amestecător (model) criteriile sînt (indicele m este pentru model):

$$\frac{N_m}{n^3 d_m^5 \rho}, \quad \frac{n_m d_m^2 \rho}{\eta}, \quad \frac{n_m^2 d_m}{g}, \quad \frac{n_m^2 d_m^3 \rho}{\sigma}$$

pentru un prototip la scară dublă ($d_p=2d_m$) și același fluid, criteriile vor fi:

$$\frac{1}{32}\frac{N_p}{n_p^3 d_m^5 \rho}, \quad 4\frac{n_p d_m^2 \rho}{\eta}, \quad 2\frac{n_p d_m}{g}, \quad 8\frac{n_p d_m^3 \rho}{\sigma};$$

Egalitatea criteriilor (corespunzătoare) pentru model și prototip înseamnă îndeplinirea următoarelor condiții (din ultimele trei criterii):

$$n_p=2^{-2}n_m; \quad n_p=2^{-1/2}n_m; \quad n_p=2^{-3/2}n_m.$$

ceea ce este, evident, imposibil (imposibilitate cunoscută ca *incompatibilitatea criteriilor*).

În unele cazuri incompatibilitatea criteriilor poate fi înlăturată lucrînd, în model, cu un alt lichid decît în prototip, astfel ales încît să permită egalizarea criteriilor.

În alte cazuri se renunță la criteriile nesemnificative *(similitudine parțială)*.

Constructorii de agitatoare [14] recomandă următoarele două baze de transpunere model-prototip:

— pe baza vitezei periferice la model și la prototip ($n_m d_m=n_p d_p$): această metodă se recomandă, în special, cînd agitatoarele sînt folosite pentru omogenizarea lichidului, menținerea suspensiilor și pentru transferul termic;

— pe baza puterii pe unitatea de volum egale la model și la prototip ($N_m/d_m^3=N_p/d_p^3$); această metodă se recomandă pentru omogenizarea

lichidelor nemiscibile, obținerea emulsiilor, dispersarea gazelor în lichide, amestecarea pastelor, dispersarea solidelor aglutinante.

Aceasta din urmă bază de calcul, deși mult aplicată în practică, este contestată.

13.4. Indicații pentru alegerea amestecătoarelor

Din lipsa unei teorii generale a amestecării și din cauza numărului mare de tipuri de amestecătoare, alegerea tipului de amestecător potrivit pentru un anumit scop nu poate rezulta din considerații fizice exacte. Alegerea este îngreuiată și de faptul că nu există un criteriu pentru măsurarea și compararea obiectivă a efectului amestecării.

Pe de altă parte, alegerea amestecătorului și felul în care este condusă operația de amestecare pot influența mult fabricațiile chimice. Conversia și randamentul reacțiilor chimice, durata reacțiilor, temperatura care trebuie atinsă depind adesea de alegerea și proiectarea instalației de amestecare, de conducerea operației.

Influența amestecării asupra reacțiilor chimice a fost exemplificată, de *Tamman*, asupra reacției

$$FeO+MoO_3=FeMoO_4$$

Fără amestecarea reactanților, randamentul era de 30% după o oră de încălzire la 400°C, și de 35% după două ore de încălzire; randamentul nu mai creștea sensibil prin prelungirea duratei de încălzire.

Cu amestecarea reactanților, randamentul devine, 65, 90 și 100% după o oră, două ore și trei ore de încălzire.

Pentru sarcini de mai mică importanță, oricare tip de agitator, în special cele de construcție simplă, poate fi folosit, dacă durata de amestecare este suficientă. Pentru sarcini importante, se va consulta lucrări speciale [14], STAS 5454-76.

În tabelul 13.3 sînt prezentate cîteva indicații pentru alegerea amestecătoarelor.

Tabelul 13.3

Indicații pentru principalele agitatoare

Tipul agitatorului	Dimensiuni	Condiții	
1	2	3	4
Cu paletă dreptunghiulară. Se recomandă șicane verticale	D=600—1 800 mm d=320—900 mm d/D=0,5 h/D=0,45 h_1/D=0,18 H/D=1,0—1,5	n= 100—20 rot/min w_p<1,8 m/s η<0,2 kg/(m·s) ρ<1 800 kg/m³	Dizolvare Obținerea suspensiilor Amestecarea lichidelor Agitări
Cu brațe plane Planul brațelor perpendicular sau oblic pe arbore. Se recomandă șicane verticale	D=600—2 000 mm d=320—1 600 mm d/D=0,5—0,9 h/D=0,33—0,18 h_1/D=0,033—0,18 H/D=1,0—1,5	n= 100—10 rot/min w_p<1,8 m/s η<0,2 kg/(m·s) ρ<1 800 kg/m³	Dizolvare Obținerea suspensiilor Amestecarea lichidelor

Scanned with OKEN Scanner

1	2	3	4
Ancoră la $D>1\,200$ mm se recomandă braţe verticale intermediare pe ancoră	$D=600—1\,800$ mm $d=560—1\,600$ mm $d/D=0,875—0,96$ $h/D=0,385—0,42$ $H/D=1,0—1,5$	$n=50—8$ rot/min $w_p<1,6$ m/s $\eta<2$ kg/(m·s) $\rho<1\,800$ kg/m^3	Amestecarea lichidelor Obţinerea suspensiilor Transmiterea căldurii Evitarea crustelor Agitarea în vecinătatea peretelui
Elice (propeler)	$D=600—2\,200$ mm $d=160—800$ mm $d/D=0,25—0,36$ $h/D=0,2—0,28$ $h_1/D=0,175—0,57$ $H/D=1,0—1,5$	$n=1\,500—125$ rot/min $w_p<11$ m/s $\eta<0,2$ kg/(m·s) $\rho<1\,800$ kg/m^3	Dizolvare Obţinerea suspensiilor Amestecarea lichidelor Dispersarea gazelor Obţinerea emulsiilor Omogenizare
Turbină	$D=600—2\,000$ mm $d=160—800$ mm $d/D=0,25—0,36$ $h/D=0,03—0,072$ $h_1/D=0,175—0,67$ $H/D=1,0—1,5$	$n=1\,000—125$ rot/min $w_p<8$ m/s $\eta<0,2$ kg/(m·s) $\rho<1\,800$ kg/m^3	Dizolvare Obţinerea suspensiilor Amestecarea lichidelor Dispersarea gazelor Obţinerea emulsiilor
Impeller cu spărgător de valuri	$D=600—2\,200$ mm $d=320—1\,600$ mm $d/D=0,4—0,66$ $h_1/D=0,33—05$ $H/D=1,0—1,5$	$n=630—20$ rot/min $w_p<11$ m/s $\eta<100$ kg/(m·s) $\rho<1\,800$ kg/m^3	Dizolvare Obţinerea emulsiilor Omogenizare Obţinerea suspensiilor

Notaţii

D=diametrul recipientului;
d=diametrul cercului descris de rotor, mm;
h=lăţimea paletelor, mm;
h_1=distanţa dintre rotor şi fundul recipientului, mm;
H=înălţimea lichidului în recipient, mm;
n=turaţia, rot/min;
w_p=viteza periferică, m/s;
η=viscozitatea lichidului, kg/(m·s);
ρ=densitatea lichidului, kg/m^3.

BIBLIOGRAFIE

1. BROWN, G. G. Unit Operations, New York, J. Wiley, 1950.
2. BUCHE, W. Leistungsbedarf von Rührwerken. În: VDI-Zeitung, 18, 1957, p. 1065.
3. COULSON, J. M. and RICHARDSON, J. F. Chemical Engineering, 2-nd Bd. London, Pergamon Press, 1955.

Scanned with OKEN Scanner

Sedimentarea

Sedimentarea este operația de separare a fazelor suspensiilor, prin acțiunea diferențiată a gravitației asupra fazelor de densități diferite; după cum faza dispersă a suspensiei (4.1.2.) are densitate mai mare sau mai mică decît faza dispersantă (continuă), particulele suspensiei se depun sau se ridică.

14.1. Viteza de sedimentare

În vid, corpurile cad, sub influența gravitației terestre, cu viteză egală și uniform accelerată:

$$w=g\tau+w_0 \tag{14.1}$$

Într-un mediu fluid, mișcării corpului se opune rezistența fluidului: forța de rezistență are valoarea:

$$F=\xi\frac{w^2}{7}\rho_2 A \tag{14.2}$$

și sensul opus sensului mișcării.

Pentru corpuri mari, rezistența mediului — mai cu seamă în mediu gazos (ρ_2 mic) — este de obicei neglijabilă; așa, de exemplu, la căderea corpurilor mari în aer, rezistența mediului este 0,05—0,1% din greutatea lor și, de aceea, poate fi de cele mai multe ori desconsiderată.

Pentru corpurile mici însă, din cauza raportului mare dintre aria mare a suprafeței de contact cu mediul exterior și masa corpului, rezistența mediului frînează considerabil mișcarea corpului.

În *căderea particulelor sferice* într-un mediu fluid, intervin următoarele forțe:

— greutatea aparentă a particulei

$$G=V(\rho_1-\rho_2)g=\frac{\pi d_s^3}{6}(\rho_1-\rho_2)g \tag{14.3}$$

— forța de rezistență a mediului (după ecuația (14.2), cu $A=\pi d^2/4$):

$$F=\xi\frac{w^2}{2}\rho_2\frac{\pi d^2}{4} \tag{14.4}$$

Scanned with OKEN Scanner

Forța G rămîne constantă pe toată durata sedimentării: forța F, fiind funcție de viteza mișcării variabile (accelerate) a particulei, crește pînă cînd rezistența mediului egalează greutatea corpului; prin egalizarea acestor două forțe opuse, mișcarea corpului devine uniformă, cu viteză constantă; această viteză constantă se numește *viteză de sedimentare (viteză critică, viteză limită, viteză de plutire)*. Pentru această situație:

$$F=G \tag{14.5}$$

sau

$$\frac{\pi d^3}{6}(\rho_1-\rho_2)g=\xi\frac{w_0^2}{2}\rho_2\frac{\pi d^2}{4} \tag{14.6}$$

de unde

$$w_0=\sqrt{\frac{4}{3}\frac{g}{\xi}d\frac{\rho_1-\rho_2}{\rho_2}} \tag{14.7}$$

În ecuațiile (14.1)—(14.7) și cele următoare,

w este viteza de cădere;
w_i — viteza inițială (la $\tau=0$) a corpului (particulei);
w_0 — viteza de sedimentare;
τ — timpul;
g — accelerația gravitațională;
G — greutatea aparentă a corpului (particulei);
ρ_1 — densitatea particulei;
ρ_2 — densitatea fluidului;
ξ — coeficientul de rezistență;
A — aria proiecției corpului (particulei) pe un plan perpendicular pe direcția mișcării;
V — volumul corpului (particulei);
d — diametrul particulei (sferice);
Re — numărul lui Reynolds;
η — viscozitatea (dinamică) a fluidului.

Din cercetări experimentale și de analiză dimensională rezultă că coeficientul de rezistență ξ este o funcție de numărul lui *Reynolds*; această dependență este reprezentată în diagrama logaritmică din fig. 14.1.

Deoarece curba din fig. 14.1 nu poate fi transpusă într-o ecuație unică, destul de simplă, ea a fost împărțită în trei porțiuni:

1) prima porțiune — pînă la $\mathrm{Re}=1$ — este o dreaptă cu ecuația:

$$\xi=\frac{24}{\mathrm{Re}}=24\frac{\eta}{w_0 d\rho_2} \tag{14.8}$$

2) porțiunea mijlocie — pentru $1<\mathrm{Re}<10^3$ — care racordează cele două porțiuni extreme, este o curbă reprezentată destul de bine prin ecuația:

$$\xi=\frac{18{,}5}{\mathrm{Re}^{0{,}6}}=18{,}5\left(\frac{\eta}{w_0 d\rho_2}\right)^{0{,}6} \tag{14.9}$$

3) porțiunea finală — pentru $10^3<\mathrm{Re}<10^5$ — este aproximativ orizontală, cu ξ constant

$$\xi=0{,}44 \tag{14.10}$$

Scanned with OKEN Scanner

Înlocuind coeficientul de rezistență din ecuația (14.7) cu valorile din ecuațiile (14.8)—(14.10), se obțin pentru viteza de sedimentare:

1) în prima porțiune (Re<1):

$$w_0 = \frac{1}{18} d^2 \frac{\rho_1 - \rho_2}{\eta} g \qquad (14.11)$$

ecuația care reprezintă legea lui *Stokes*, valabilă pentru granule sferice, în domeniul Re<1; în acest domeniu viteza de sedimentare este proporțională cu pătratul diametrului granulelor;

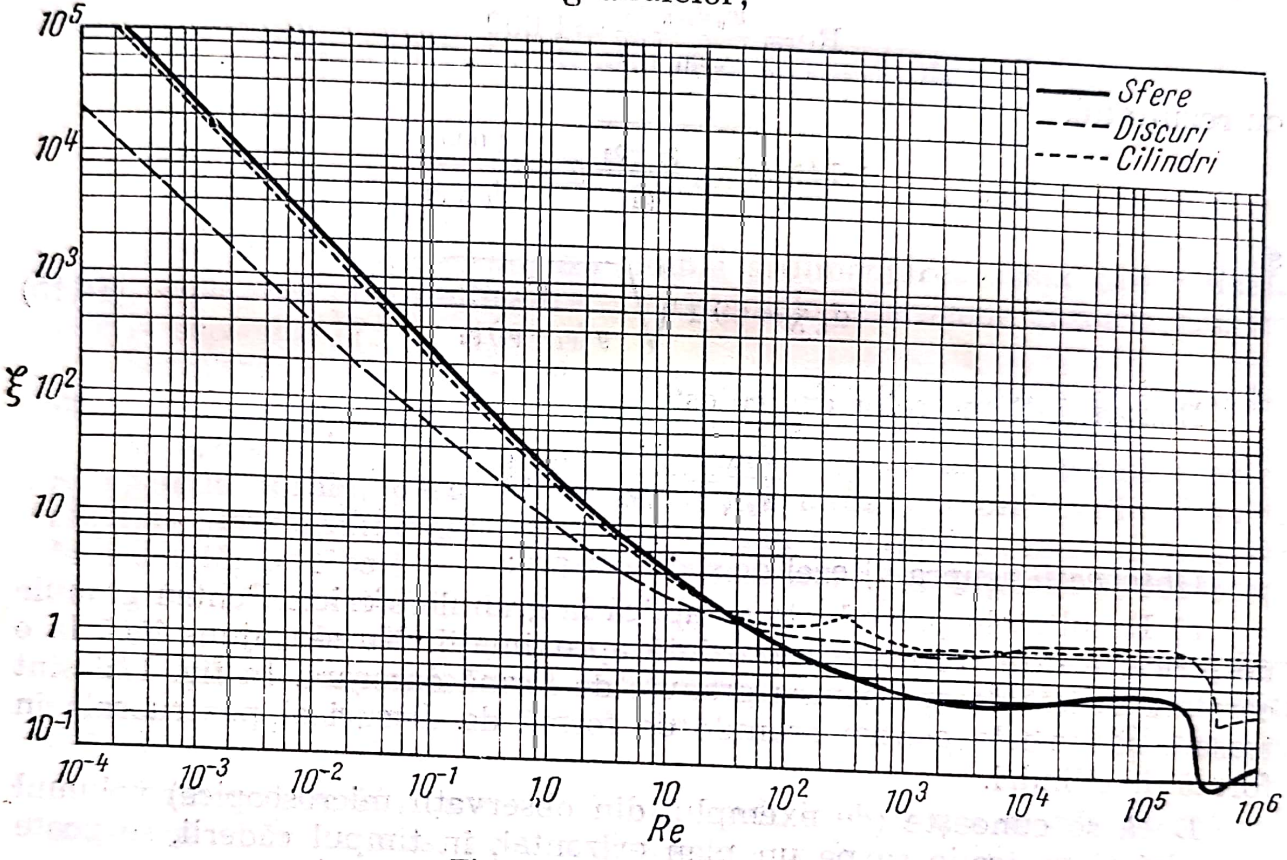


Fig. 14.1. Diagrama ξ, Re.

2) în a doua porțiune (domeniul intermediar, cu Re între 1 și 10^3):

$$w_0 = \left(\frac{4}{55{,}5}\right)^{0{,}71} \frac{g^{0{,}71} d^{1{,}14}}{\eta^{0{,}43} \rho_2^{0{,}29}} (\rho_1 - \rho_2) \qquad (14.12)$$

viteza de sedimentare este proporțională cu puterea 1,14 a diametrelor granulelor;

3) în ultima porțiune a curbei ξ, Re, cu Re cuprins între 10^3 și 10^5

$$w_0 = 1{,}74 \sqrt{d \frac{\rho_1 - \rho_2}{\rho_2} g} \qquad (14.13)$$

relație cunoscută ca legea lui *Newton*, după care viteza de sedimentare este proporțională cu rădăcina pătrată a diametrului granulei.

Diametrul critic $d_{s,t}$, adică diametrul maxim al granulelor care se depun după legea lui *Stokes*, se obține înlocuind în ecuația (14.7) pe ξ cu valoarea lui cînd Re=1, adică cu ξ=24,

$$w_0 = \sqrt{\frac{4}{3} \frac{g d_{s,t}}{24} \frac{\rho_1 - \rho_2}{\rho_2}}$$

și eliminînd pe w_0 din această ecuație și ecuația (14.11); rezultă

$$d_{S,\,t}=2{,}62\sqrt[3]{\frac{\eta^2}{g(\rho_1-\rho_2)\rho_2}} \tag{14.14}$$

Diametrul critic $d_{t,\,N}$, adică diametrul particulelor la limita dintre domeniul intermediar și domeniul de valabilitate a legii lui *Newton*, se obține eliminînd pe w_0 între ecuația (14.13) și ecuația:

$$\mathrm{Re}=\frac{w_0 d_{t,\,N}\rho_2}{\eta}=1\,000$$

cu rezultatul

$$1{,}74\sqrt{d_{t,\,n}\frac{\rho_1-\rho_2}{\rho_2}g}=\frac{1\,000}{d_{t,\,N}\rho_2}$$

și

$$d_{t,\,N}=69{,}1\sqrt[3]{\frac{\eta^2}{g(\rho_1-\rho_2)\rho_2}} \tag{14.15}$$

Raportul diametrelor critice este:

$$\frac{d_{t,\,N}}{d_{S,\,t}}=\frac{69{,}1}{2{,}62}=26{,}4$$

Observații asupra vitezei de sedimentare:

a) Rezultatele precedente se aplică la granule sferice. Pentru granule nesferice, aceste rezultate reprezintă aproximații. Nu s-a ajuns încă la o corelare satisfăcătoare pentru granule de formă oarecare. În fig. 14.1 sînt trasate și curbele pentru granule de formă de discuri și pentru cele în formă de cilindri.

Dacă se cunoaște (de exemplu, din observații microscopice) volumul granulei și proiecția sa pe un plan orizontal, în timpul căderii, se poate aplica formula generală:

$$w_0=\frac{2g}{\xi}\frac{V}{A}\frac{\rho_1-\rho_2}{\rho_2}$$

dedusă din ecuațiile (14.2), (14.3) și (14.5);

b) Cînd mărimea granulelor se apropie de lungimea drumului liber mijlociu al moleculelor (distanța medie parcursă între două ciocniri), rezistența fluidului dispersant devine mai mică decît cea care rezultă din ecuația (14.2) și, ca urmare, viteza de sedimentare este mai mare decît cea corespunzătoare legii lui Stokes. Acest efect apare la granule cu diametrul sub 0,3 μm, în gaze și la granule cu diametrul sub 0,01 μm, în lichide. În aceste cazuri, viteza de sedimentare se calculează înmulțind valoarea dată de legea lui Stokes cu un factor supraunitar (corecția *Stokes-Cunningham*) a cărui valoare variază între 1,3 și 2,3.

c) Mișcarea browniană — mișcare dezordonată a granulelor cu viteză în continuă schimbare ca valoare și direcție — se suprapune mișcării de sedimentare; efectul mișcării browniene este sensibil chiar la granule de 3 μm și este dominant la granule de 0,1 μm.

Scanned with OKEN Scanner

d) Cînd suspensia este în mişcare, viteza w_0 — dedusă din calculele precedente — este viteza relativă dintre cele două faze ale suspensiei; viteza reală de sedimentare devine:

$$w_0' = w_0 - w_m$$

în care, w_m este componenta verticală a vitezei suspensiei (cu semnul plus pentru mişcare ascendentă şi semnul minus pentru mişcare descendentă).

14.2. Sedimentarea suspensiilor

14.2.1. Terminologie

În acest capitol se tratează numai sedimentarea suspensiilor lichid-solid; separarea prin sedimentare a sistemelor eterogene gazoase este tratată în capitolul 17.

Separarea suspensiilor lichid-solid în fazele componente se poate face prin: sedimentare, filtrare, centrifugare sau presare (stoarcere).

În operaţia de sedimentare, se numeşte: *suspensie*, sistemul eterogen lichid-solid iniţial; *decantat*, lichidul mai mult sau mai puţin limpede, rezultat după sedimentare, şi *sediment* sau *precipitat*, reziduul conţinînd faza solidă, îmbibată cu lichid. Prin *decantare*, se înţelege îndepărtarea lichidului (decantatului), după sedimentare.

Termenul de *clarificare* sau *limpezire* se referă la eliminarea fazei solide dintr-o suspensie, prin sedimentare; se aplică, în special, la sedimentarea suspensiilor grăunţoase, diluate, ale căror granule sedimentează independent.

Termenul de *îngroşare* — folosit mult la prepararea minereurilor — înseamnă concentrarea, prin sedimentare, a fazei solide şi se referă, de obicei, la precipitate negrăunţoase care conţin încă mult lichid. Pentru teoria şi proiectarea îngroşătoarelor [6].

După cum ambele faze sînt valoroase sau numai una dintre ele, termenul propriu pentru denumirea operaţiei de separare este: *sedimentare* (cînd ambele faze sînt valoroase), *îngroşare* (cînd interesează faza solidă) şi *clarificare* sau *limpezire* (cînd se urmăreşte obţinerea, cît mai curată, a fazei lichide).

14.2.2. Factori care influenţează sedimentarea

O bună operaţie de sedimentare tinde să obţină un decantat cît mai lipsit de fază solidă şi un sediment cu cît mai puţin lichid, într-un timp cît mai scurt şi cu investiţii minime.

Operaţia de sedimentare este influenţată de un mare număr de factori (tabelul 14.1): cîţiva dintre cei mai importanţi sînt analizaţi în continuare.

14.2.2.1. **Structura şi concentraţia fazei solide.** După cum faza solidă a suspensiei are structură grăunţoasă (de exemplu, nisip); negrăunţoasă sau mixtă, sedimentarea prezintă aspecte diferite:

Scanned with OKEN Scanner

Tabelul 14.1

Factori care influențează sedimentarea

Factori referitori la suspensie	Concentrația fazei solide (raportul solid-lichid) Cantitatea sau debitul suspensiei Vîrsta suspensiei, din momentul formării ei Temperatura suspensiei
Factori referitori la faza lichidă	Natura fazei lichide Densitatea Viscozitatea Concentrația în electroliți
Factori referitori la faza solidă	Natura fazei solide Densitatea Granulometria Structura (grăunțoasă, negrăunțoasă, coloidală, mixtă) Tendința de aglomerare
Factori referitori la operația de sedimentare	Viteza de sedimentare, curba de sedimentare Durata sedimentării Adaosuri Funcționare continuă, discontinuă (în șarje) sau mixtă Model de evacuare a sedimentului (nămolului) Tipul decantorului
Factori referitori la produsele rezultate	Concentrația fazei solide în decantat Concentrația fazei lichide în sediment

a) *Sedimentarea unei suspensii diluate, cu granule grăunțoase, independente*, se face cu viteze diferite, corespunzătoare vitezelor de sedimentare ale granulelor (de diferite mărimi) din suspensie. Fiecare granulă se depune independent de celelalte. Într-un moment oarecare al sedimentării, suspensia are următoarele trei straturi:

— un strat superior de lichid limpede sau slab tulbure;

— un strat intermediar de suspensie;

— un strat de sediment cu granule din ce în ce mai mari.

Grosimea stratului intermediar scade — cu durata sedimentării — pînă la dispariție, iar grosimea celorlalte straturi crește.

b) *Sedmentarea unei suspensii negrăunțoase* — formate din flocoane îmbibate cu lichid — și de concentrație mare în fază solidă, are loc după o altă schemă. Particulele (flocoanele) nu sedimentează independent ci colectiv, influențîndu-se reciproc în mișcarea lor de sedimentare. Se formează patru straturi:

— un strat superior de lichid limpede sau slab tulbure, a cărui grosime crește continuu;

— un strat de suspensie floculată, de concentrație apropiată de concentrația inițială a suspensiei, cu grosime descrescîndă în timp;

— un strat intermediar, relativ subțire, în care concentrația fazei solide crește de la concentrația stratului precedent pînă la concentrația stratului următor; grosimea acestui strat se menține aproximativ constantă pînă spre sfîrșitul sedimentării, cînd grosimea lui scade pînă la dispariție;

Scanned with OKEN Scanner

— un strat de particule depuse, de concentrație relativ mare; grosimea acestui strat crește la început și apoi scade, prin tasare.

La sfîrșitul sedimentării rămîn numai primul și ultimul strat.

c) *Sedimentarea unei suspensii mixte,* formată atît din particule grăunțoase cît și din flocoane (de exemplu, apa tulbure de rîu) se petrece după schema de la punctul b), cu deosebirea formării unui strat inferior de granule mari, în care se intercalează și flocoane negrăunțoase.

14.2.2.2. **Viteza și durata sedimentării.** Teoria vitezei de sedimentare (14.1) se aplică la sedimentarea suspensiilor grăunțoase diluate. Pentru suspensiile concentrate și cele negrăunțoase, teoria și relațiile anterioare pentru viteza de sedimentare nu sînt valabile.

Se deosebesc două cazuri:

— suspensii la care particulele sedimentează în ansamblu — independent de mărimea lor individuală — formînd un nor de particule; în căderea lor particulele dislocuiesc lichidul care se ridică printre ele; frînînd sedimentarea;

— suspensii la care particulele se asociază, formînd flocoane mai mult sau mai puțin compacte; flocoanele sedimentează mai repede decît norii de particule.

Există diferențe mari în comportarea suspensiilor: unele suspensii se depun în cîteva ore, formînd un sediment dens — cu peste 60% substanță solidă — iar altele necesită mai multe zile și dau precipitate diluate, cu peste 95% fază lichidă.

Structura fazei solide, granulometria, diferența dintre densitățile fazelor, proprietățile electrice (tendința de aglomerare) ale fazei solide, concentrația în electroliți influențează durata de sedimentare și proprietățile sedimentului.

14.2.2.3. **Curba de sedimentare.** Pentru studiul sedimentării și pentru proiectarea decantoarelor, se folosește curba de sedimentare, care reprezintă variația concentrației suspensiei în funcție de durata sedimentării.

O variantă a diagramei de sedimentare, folosită mult la decantarea apei, are — în ordonată — procentul de fază solidă precipitată (procentul de reținere) iar — în abscisă — viteza de sedimentare, înțeleasă aici ca raportul dintre grosimea stratului de suspensie din decantor și durata de sedimentare.

Această variantă a curbei de sedimentare se obține experimental în modul următor:

— într-o serie de cilindri de sticlă, de 1 000 cm^3, se introduce suspensia, după o agitare de omogenizare a probei primite pentru analiză;

— se agită fiecare cilindru și se notează pentru fiecare momentul inițial al sedimentării;

— se lasă suspensia să sedimenteze o anumită durată de timp τ_1 pentru primul cilindru, τ_2 pentru al doilea etc. ($\tau_1 < \tau_2 < \ldots$);

— după durata de timp τ_1 de la începutul sedimentării în primul cilindru, se decantează cît mai repede suspensia aflată deasupra sedimentului; se procedează în același mod cu decantarea suspensiilor din cilindrii următori, după duratele de timp τ_2, τ_3, . . . ;

Scanned with OKEN Scanner

— se deduc grosimile s_1, s_2, ... ale straturilor de suspensie decantată (dintre diviziunea 1 000 cm³ a cilindrului și nivelul sedimentului depus în fiecare cilindru); vitezele de sedimentare sînt date de rapoartele:

$$w_1 = \frac{s_1}{\tau_1}; \quad w_2 = \frac{s_2}{\tau_2}; \ldots \tag{14.16}$$

— se determină reziduul fix total p_0 al suspensiei inițiale (prin evaporarea suspensiei, uscarea și cîntărirea reziduului); reziduul fix total este suma greutăților particulelor în suspensie și a sărurilor dizolvate;

— se filtrează o probă (1 000 cm³) din suspensia inițială; filtratul se evaporează, se usucă în etuvă și se cîntărește; reziduul fix p, astfel determinat, este greutatea sărurilor solubile; diferența $(p_0—p)$ reprezintă greutatea materiilor în suspensie, în 1 000 cm³ de apă analizată;

— se calculează diferențele $(p_1—p)$, $(p_2—p)$, ..., reprezentînd greutățile materiilor în suspensie în probele 1, 2, ... (eventual se corectează pentru aducerea volumelor de apă decantată la 1 000 cm³);

— greutățile sedimentelor depuse în fiecare probă (în intervalele de timp τ_1, τ_2, ...) sînt:

$$\left.\begin{aligned} (p_0—p)—(p_1—p) &= p_0—p_1 \\ (p_0—p)—(p_2—p) &= p_0—p_2 \\ &\vdots \end{aligned}\right\} \tag{14.17}$$

— reținerea r, în procente, reprezintă raportul dintre greutatea materiilor în suspensie depuse în probele 1, 2, ... și greutatea materiilor în suspensie din proba inițială, exprimată în procente:

$$r_1 = \frac{p_0 - p_1}{p_0 - p} 100; \quad r_2 = \frac{p_0 - p_2}{p_0 - p} 100; \quad \ldots \tag{14.18}$$

Cu valorile w_1, w_2, ... din relațiile (14.16), în abscisă, și valorile r_1, r_2, ... din relațiile (14.18), în ordonală, se trasează curba de sedimentare.

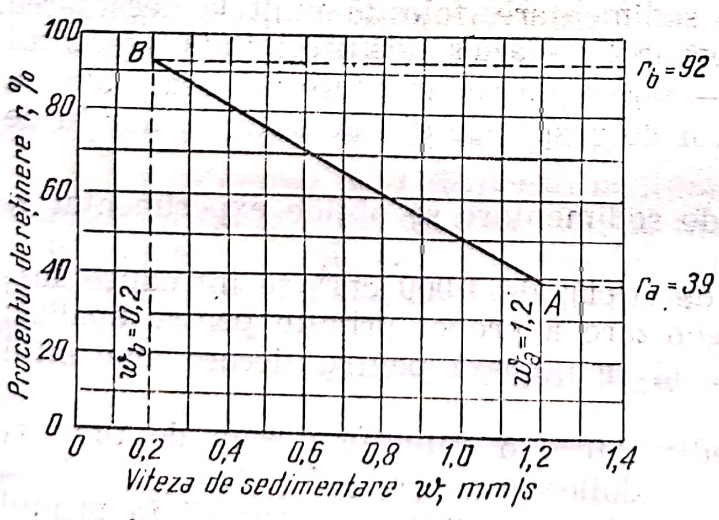


Fig. 14.2. Diagrama de sedimentare, simplificată.

Pentru a scurta durata experimentării, se folosește curent o variantă simplificată, după care curba de sedimentare se aproximează prin dreapta care trece prin punctele de abscisă $w_a = 1,2$ și $w_b = 0,2$ mm/s (fig. 14.2).

Scanned with OKEN Scanner

Se definește ca indice de sedimentare, raportul $R=r_a/r_b$, dintre reținerile r_a și r_b la vitezele $w_a=1{,}2$ și $w_b=0{,}2$ mm/s. Pentru apa a cărei sedimentare este reprezentată în fig. 14.2, indicele de sedimentare este $S=39/92=0{,}42$.

14.2.2.4. **Tendința de aglomerare (floculare), adaosuri.** Suspensiile care intervin în procesele chimice și metalurgice, conțin particule de dimensiuni diferite: de la particule coloidale (de exemplu, în suspensiile argiloase, în apele reziduale), pînă la granule relativ mari care se depun repede. Stabilitatea suspensiilor coloidale se explică prin sarcinile electrice ale particulelor, provenite din adsorbția preferențială de ioni pozitivi sau de ioni negativi din mediul lichid ambiant al suspensiei. Mișcarea browniană contribuie și ea la stabilitatea suspensiilor fine.

Stabilitatea suspensiilor se poate distruge prin neutralizarea sarcinilor electrice ale particulelor, de exemplu, prin adăugarea de electroliți sau coloizi cu sarcini electrice de semn contrar. Particulele neutralizate nu se mai resping și se pot reuni în aglomerate care sedimentează ușor, ceea ce explică efectul unor adaosuri coagulante, folosite pentru accelerarea sedimentării, de exemplu: sodă sau sodă caustică pentru sedimentarea argilelor, săruri trivalente de fier sau de aluminiu pentru limpezirea apelor, var în procesul de cianurare.

Este necesar ca introducerea coagulantului să se facă în soluție diluată — de obicei, 5—10% — și sub agitare intensă, pentru o răspîndire cît mai omogenă a coagulantului în suspensie; urmează o agitare lentă pentru ca particulele să se poată reuni în flocoane (această fază durează — în condiții normale — cîteva minute) și apoi sedimentarea propriu-zisă în decantoare. Floculația — bine executată — reduce durata de sedimentare de la multe ore — uneori zile — la aproximativ 1—2 ore; coagulanții îmbunătățesc mult și limpiditatea decantatului, uneori pînă la evitarea filtrării, ca superfluă.

14.3. Decantoare

Orice recipient poate servi ca decantor pentru sedimentarea suspensiilor. Construcțiile speciale sînt prevăzute cu dispozitive pentru alimentarea cu suspensie, șicane pentru dirijarea suspensiei, dispozitive pentru evacuarea decantatului și pentru evacuarea sedimentului.

14.3.1. Decantoare simple cu funcționare discontinuă

Decantoarele cele mai simple (fig. 14.3) sînt recipiente cilindrice sau paralelipipedice, prevăzute cu o conductă de alimentare cu suspensie, un dispozitiv pentru colectarea decantatului-sifon cu saboți (fig. 10.2, *e*), sifon basculant (fig. 14.3) sau robinete situate la diferite înălțimi în peretele decantorului — și o conductă cu robinet sau vană pentru evacuarea sedimentului. Sifonul basculant este o țeavă care se poate roti în jurul unei articulații formată, de exemplu, din două coturi înghiventate; basculareа sifonului se face cu ajutorul unui lanț cu scripete.

Scanned with OKEN Scanner

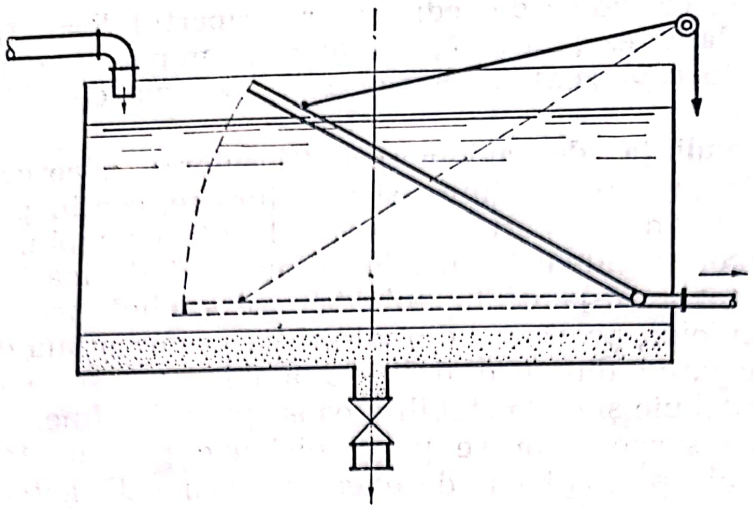


Fig. 14.3. Decantor discontinuu cu sifon basculant.

14.3.2. Decantoare dreptunghiulare cu funcționare continuă

Aceste decantoare sînt folosite, mai cu seamă, pentru tratarea apelor potabile, industriale sau reziduale, la debite mari. Sînt bazine paralelipipedice, cu fund înclinat, prevăzut cu: 1) o cameră de distribuție, 2) un baraj cu margine dințată sau cu găuri, pentru repartizarea cît mai uniformă a apei pe lățimea decantorului, 3) un baraj-deversor peste care apa din bazin trece în 4) camera pentru colectarea apei decantate. Fundul bazinului este înclinat, avînd adîncimea maximă spre capătul de alimentare, unde — de obicei — se face un șanț în care se depun o mare parte (30—40%) din nămol sedimentat. În figurile 14.4 și 15.5 sînt reprezentate două scheme de decantoare dreptunghiulare pentru tratarea apei.

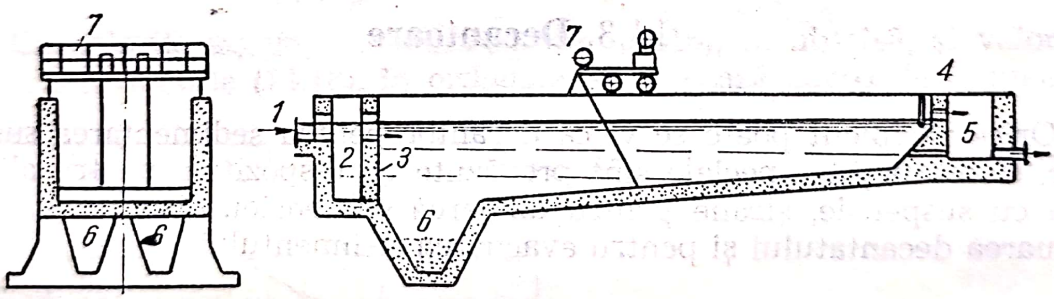


Fig. 14.4. Decantor cu îndepărtarea mecanică a nămolului:
1 — intrarea apei brute; *2* — cameră de distribuție; *3* — perete (baraj) pentru repartizarea uniformă a apei; *4* — baraj-deversor; *5* — cameră pentru colectarea apei decantate; *6* — șanț pentru colectarea nămolului; *7* — curățitor mecanic (cu racletă) pentru nămol.

Decantoarele dreptunghiulare pot fi cu evacuarea intermitentă (manuală, mecanică sau hidraulică) sau cu evacuare continuă (mecanică sau hidraulică) a nămolului. Evacuarea intermitentă se face după golirea de apă a decantorului; de aceea, pentru a nu întrerupe operația de decantare, se construiesc — de obicei — cel puțin două decantoare identice, paralele.

Scanned with OKEN Scanner

14.3.2.1. **Dimensionarea decantoarelor dreptunghiulare.** *Lățimea decantorului* rezultă din ecuația:

$$B=\frac{Q}{v_0 H_u} \tag{14.19}$$

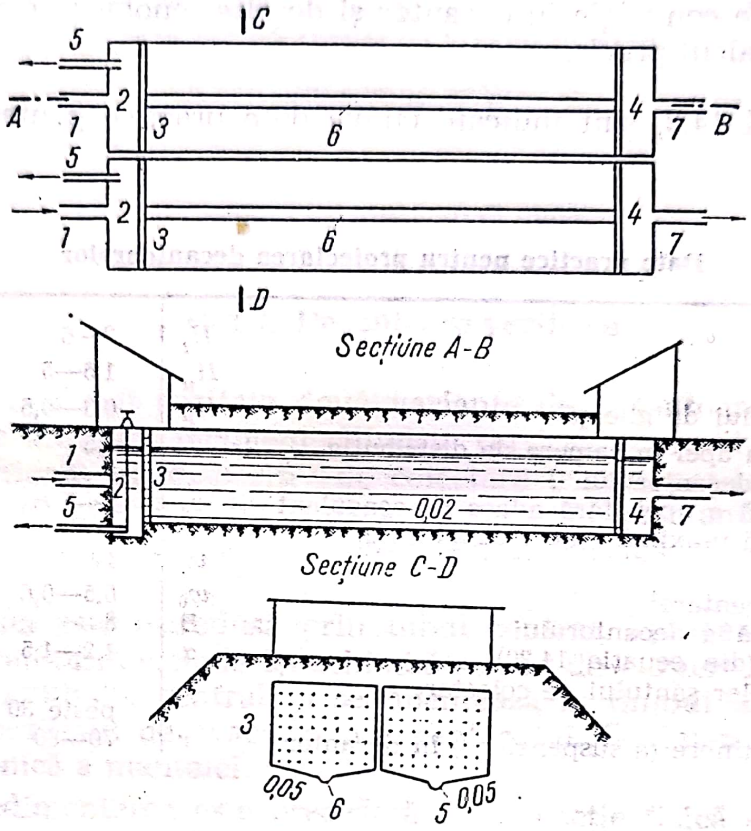


Fig. 14.5. Decantor dreptunghiular îngropat:
1 — intrarea apei brute; *2* — cameră de distribuție; *3* — perete găurit pentru repartizarea uniformă a apei; *4* — cameră pentru colectarea apei decantate; *5* — conductă pentru golirea decantorului și evacuarea nămolului; *6* — rigolă pentru evacuarea nămolului; *7* — conductă pentru evacuarea apei decantate.

Lungimea decantorului se calculează cu formula:

$$L=\alpha\frac{v_0}{w_0}H_u \tag{14.20}$$

Pentru o bună repartizare a apei în secțiunea transversală a decantorului, se recomandă ca $B<0{,}1\ L$.

Adîncimea totală a decantorului este dată de suma:

$$H_t=H_u+H_n+H_g \tag{14.21}$$

Semnificația notațiilor din ecuațiile (14.19)—(14.21):
B este lățimea decantorului;
L — lungimea decantorului;
H_u — înălțimea utilă a decantorului;
H_n — înălțimea maximă a stratului de nămol (înainte de curățire);
H_g — înălțimea rezervată stratului de gheață;

Scanned with OKEN Scanner

H_t — înălțimea totală a decantorului;
v_0 — viteza (orizontală) a apei în decantor;
w_0 — viteza de sedimentare (determinată experimental sau din curba de sedimentare);
α — factor de corecție, care ține seamă de existența unor curenți de convecție în decantor și de alte fenomene care scapă unui calcul precis.

În tabelul 14.2, sînt indicate cîteva date practice pentru proiectarea decantoarelor.

Tabelul 14.2

Date practice pentru proiectarea decantoarelor

Înălțimea totală	H_t	3—6	m
Înălțimea utilă	H_u	1,5—5	m
Înălțimea stratului de gheață	H_g	0,3—0,5	m
Viteza minimă a apei în camera de distribuție		0,5	m/s
Panta fundului decantorului		2—5	%
Viteza orizontală a apei, fără adaos de coagulant	v_0	1—5	mm/s
Viteza orizontală maximă a apei cu adaos de coagulant	v_0'	10	mm/s
Viteza de sedimentare[1]	w_0	0,5—0,6	mm/s
Lățimea maximă a decantorului	B	8	m
Coeficientul α (din ecuația 14.20)	α	1,2—1,5	—
Înclinația pereților șanțului de colectare a nămolului		peste 30	grade
Procentul de reținere (a suspensiilor) în decantor	r	70—80	%

Exemplu. Să se calculeze dimensiunile principale ale unui decantor pentru sedimentarea apei brute tratată cu coagulant. Decantorul funcționează în condițiile arătate în rîndurile 1—7 ale tabelului de mai jos. Încercările experimentale de sedimentare a apei tratate în decantor corespund diagramei din fig. 14.2.

1	Debitul apei	Q	2000	Dat	Dat
2	Concentrația fazei solide în apa brută	M_1	150	mg/dm³	Dată
3	Idem, în apa decantată	M_2	30	mg/dm³	Dată
4	Indicele de sedimentare	S	0,42		Fig. 14.2
5	Viteza orizontală a apei tratate cu coagulant în decantor	v'	8	mm/s	Dată
6	Înălțimea utilă a decantorului	H_u	3	m	Dată
7	Coeficientul α	α	1,2	—	Tab. 14.2
8	Reținerea în decantor	r	80	%	Obs. 1
9	Viteza de sedimentare	w_0	0,43	mm/s	Obs. 2
10	Lungimea decantorului	L	67	m	Rc. (14.20)
11	Aria secțiunii transversale a decantorului	BH_u	69,5	m²	(1)/(5)·3,6
12	Lățimea totală a decantorului	B	23,2	m	(11)/(6)
13	Numărul decantoarelor paralele		3		Ales
14	Lățimea fiecărui decantor (secțiuni)	b	7,7	m	(12)/(13)

Scanned with OKEN Scanner

Observații. 1) Procentul de reținere în decantor rezultă din relația:

$$r=\frac{M_1-M_2}{M_1}100=\frac{150-30}{150}100=80\% \qquad (14.22)$$

2) Viteza de sedimentare se determină fie citind pe fig. 14.2 abscisa care corespunde la ordonata $r=80\%$, fie din relația de proporționalitate

$$\frac{w_0-0,2}{1,2-0,2}=\frac{92-80}{92-39}$$

de unde

$$w_0=\frac{92-80}{92-39}+0,2=0,43 \text{ mm/s}. \qquad (14.23)$$

14.3.3. Decantoare verticale

În fig. 14.6 sînt schițate două variante de decantoare verticale. Ele sînt formate dintr-un recipient cilindric vertical, cu fund conic, avînd la partea superioară un dispozitiv de colectare (rigolă periferică, țevi găurite, jgheaburi) pentru lichidul decantat; coaxial cu mantaua recipientului este montat un tub care poate avea, la partea inferioară un difuzor conic.

Suspensia este introdusă prin tubul central, ajunge la partea inferioară a decantorului, unde își schimbă sensul de curgere, ocolind marginea de jos a tubului central, și sedimentează în timpul în care se ridică pînă la dispozitivul de evacuare a decantorului. Sedimentul este colectat în partea conică a mantalei.

Cînd sedimentarea este precedată de o reacție fizică sau chimică (de exemplu: coagulare, dedurizare), reactivii se adaugă în partea superioară a tubului central.

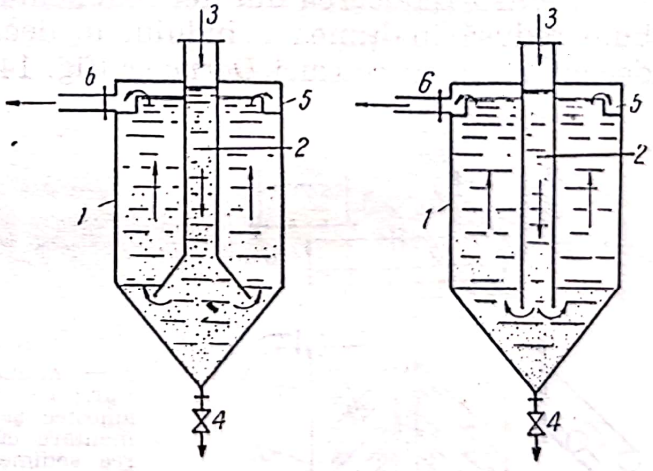


Fig. 14.6. Decantoare verticale:
1 — manta verticală; *2* — tub central; *3* — conductă de alimentare cu suspensie; *4* — racord pentru evacuarea sedimentului; *5* — rigolă pentru colectarea apei decantate; *6* — conductă pentru apa decantată.

14.3.3.1. **Calculul decantoarelor verticale.** a) *Viteza ascensională a lichidului* în decantor ar trebui să fie mai mică decît viteza de sedimentare. În practică însă viteza lichidului în secțiunea inelară dintre manta și tubul central de ia egală cu viteza de sedimentare w_0, deoarece granulele mari de precipitat, în drumul lor ascendent, înglobează granulele fine care urcă împreună cu lichidul, formînd aglomerate cu viteze de

sedimentare mai mari. Viteza de sedimentare rezultă din diagrama din fig. 14.2 sau se calculează din date experimentale cu ecuația (14.23).

b) *Secțiunea decantorului* se calculează cu formula:

$$A=\alpha\frac{Q}{w_0} \qquad (14.24)$$

în care:

A este secțiunea inelară a decantorului (dintre manta și tubul central), în m²;

α — coeficientul, cu valoarea cuprinsă între 1,5 și 1,8, care ține seamă de neuniformitatea vitezelor în secțiunea transversală: valoarea lui α crește cu raportul D/H;

D — diametrul decantorului, în m:

H — înălțimea părții cilindrice a decantorului, în m;

Q — debitul lichidului, în m³/s;

w_0 — viteza de sedimentare, în m/s.

Pentru decantarea apei, secțiunea tubului central rezultă din condiția ca viteza apei în interiorul tubului să fie $v'=0{,}025\ D$ m/s. Difuzorul inferior al tubului central nu este necesar cînd tubul este și cameră de reacție; în acest caz, viteza lichidului în tub este mult mai mică.

c) *Raportul* D/H se ia, de obicei, mai mic decît 1,5. Pentru $D>4$ m sau $D/H>1{,}5$, colectarea lichidului decantat se face cu jgheaburi radiale, care uniformizează vitezele în secțiunea decantorului.

d) *Conicitatea fundului* trebuie să permită alunecarea precipitatului, pentru sedimentarea apei tratete cu coagulant, unghiul secțiunii axiale conice se ia $\beta=90°$, iar pentru dedurizarea apei $\beta=60\ldots70°$.

14.3.4. **Decantoare cu conuri** (Dervaux)

Pentru reducerea duratei sedimentării și volumului decantorului, trebuie redusă înălțimea lichidului în decantor. Acest rezultat se obține în decantoarele cu consuri *Dervaux* (fig. 14.7).

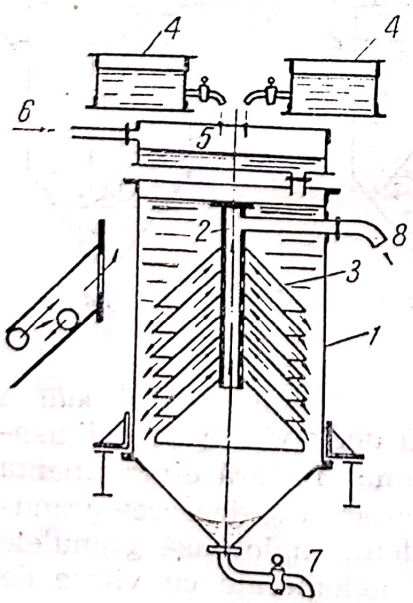


Fig. 14.7. Decantor cu conuri, *Dervaux*:
1 — mantaua decantorului; *2* — tub central; *3* — conuri; *4* — rezervoare pentru reactivi; *5* — recipient de amestec și tratare cu reactivi; *6* — conductă de alimentare cu suspensie; *7* — conductă pentru evacuarea sedimentului; *8* — conductă pentru evacuarea lichidului decantat.

Scanned with OKEN Scanner

Pe tubul central al unui decantor vertical, sînt montate mai multe conuri de tablă, coaxiale și echidistante; spațiile dintre două conuri comunică prin deschideri cu interiorul tubului central. Decantorul este alimentat pe la partea superioară, cu suspensie în care s-au adăugat, eventual, reactivii de coagulare, dedurizare, decolorare; intrînd în spațiile dintre conuri — pe la baza lor — suspensia se divizează în straturi subțiri în decantoarele verticale obișnuite. Detaliul din stînga figurii arată drumul particulelor solide ale suspensiei în spațiile dintre conuri; particulele sedimentate alunecă pe fața superioară a conurilor și, apoi, spre fundul decantorului, iar lichidul decantat trece în tubul central și apoi în conductă de evacuare.

În prezent decantoarele Dervaux sînt mai puțin folosite, ele sînt interesante prin aplicarea principiului de divizare a stratului de lichid, principiu folosit mult și la alte utilaje (centrifugi, filtre, desprăfuitoare).

14.3.5. Decantoare conice cu sifon

În fig. 14.8 este schițat un decantor la care atît alimentarea cu suspensie, cît și evacuarea decantorului și a sedimentului sînt continue. Este format dintr-o manta conică avînd la partea superioară o rigolă periferică pentru colectarea și evacuarea lichidului decantat iar la partea inferioară un sifon în S pentru evacuarea sedimentului (ca suspensie concentrată); sifonul este astfel construit încît să permită (de exemplu, prin înclinare) schimbarea nivelului capătului superior. Alimentarea cu suspensie se face la partea superioară a decantorului, printr-o pîlnie centrală prevăzută cu un gît scurt în interiorul căruia este un plutitor circular, pentru liniștirea curentului de lichid, înaintea intrării în decantor. Nivelul reglabil al extremității sifonului și nivelul fix al lichidului

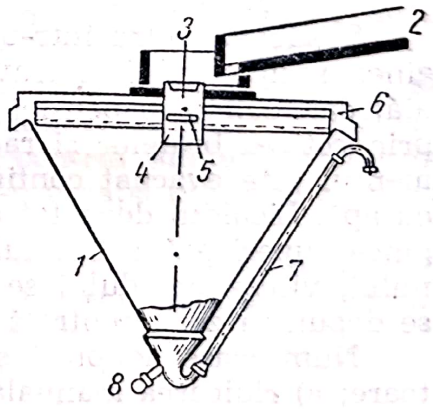


Fig. 14.8. Decantor conic cu funcționare continuă: *1* — manta conică; *2* — jgheab; *3* — pîlnie de alimentare; *4* — tub central de alimentare; *5* — inel plutitor de liniștire; *6* — rigolă pentru colectarea lichidului decantat; *7* — sifon cu nivel reglabil, pentru evacuarea sedimentului; *8* — racord pentru golire și spălare.

din decantor, determină concentrația sedimentului evacuat și productivitatea decantorului: un nivel mai ridicat — deci o diferență mai mică între nivelul lichidului din decantor și nivelul ieșirii sifonului — are ca efect micșorarea debitului evacuat și concentrația mai mare a sedimentului; cînd extremitatea sifonului este coborîtă, debitul crește și concentrația sedimentului evacuat este diminuată.

Scanned with OKEN Scanner

14.3.6. Decantoare circulare cu braţe (Dorr)

Tipurile mici ale acestor decantoare formate dintr-un bazin circular, de înălţime mică şi cu fund puţin înclinat către centru, în care se rotesc încet două sau patru braţe cu raclete, acţionate de o transmisie sau de un electromotor susţinut pe un pivot central (fig. 14.9).

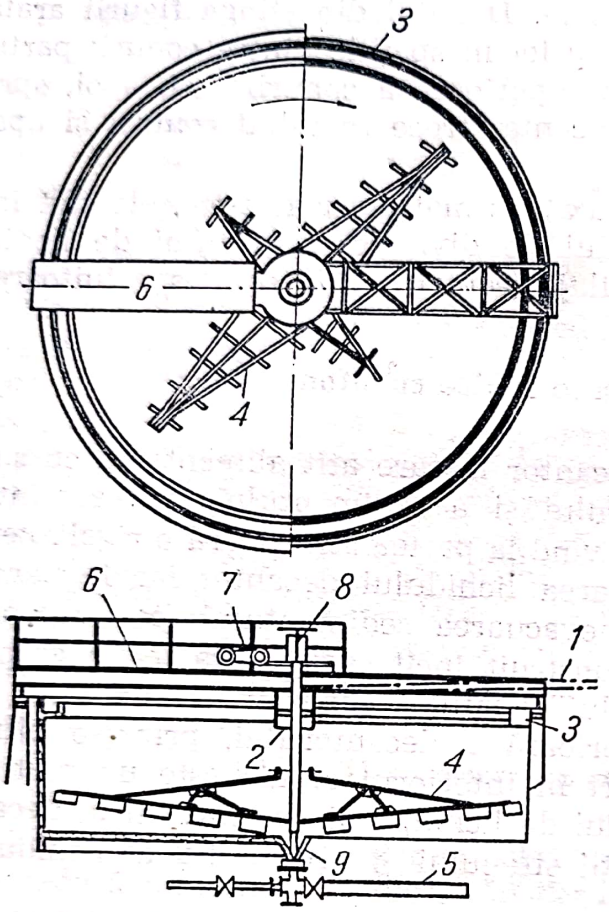


Fig. 14.9. Decantor circular cu braţe:
1 — conductă de alimentare cu suspensie; *2* — rezervor de distribuţie; *3* — rigolă periferică pentru colectarea lichidului decantat; *4* — braţe cu raclete; *5* — conductă pentru evacuarea nămolului; *6* — punte de acces; *7* — sistemul de acţionare; *8* — dispozitiv pentru ridicarea braţelor; *9* — groapă pentru colectarea nămolului.

Suspensia intră într-un mic recipient central, deversează peste marginea recipientului şi traversează bazinul, în direcţie aproximativ radială; particulele suspensiei se depun pe fundul decantorului şi sînt aduse, prin rotirea braţelor şi racletelor, spre o groapă centrală, de unde sedimentul este evacuat continuu cu o pompă de nămol, sau de un injector cu apă. Lichidul decantat este colectat în rigola periferică fixată pe marginea superioară a bazinului. În drumul de la centrul la periferia bazinului, viteza lichidului se micşorează; particulele mai mari şi mai grele se depun în zona centrală iar cele fine către periferia bazinului.

Numeroase adaptări şi perfecţionări au fost aduse acestor decantoare; a) ridicarea manuală sau automată a braţelor cînd ele întîlnesc un obstacol sau cînd precipitatul s-a întărit prin tasare, b) sprijinirea braţelor pe marginea bazinului, la unităţile mari, c) antrenarea braţelor pe o cremalieră circulară fixată pe marginea bazinului, la unităţile foarte mari.

Aceste decantoare servesc pentru tratarea debitelor mari sau foarte mari — pînă la 3 000 m^3/zi de suspensie. Ele se construiesc cu diametre între 1 şi 100 m, puterea consumată pentru acţionarea braţelor variază între 0,2 şi 5 kW.

Scanned with OKEN Scanner

14.3.7. Decantoare etajate

Decantoarele cu braţe, de diametre mari, ocupă suprafeţe întinse de teren. Pentru reducerea suprafeţei de construcţie, şi pentru a realiza utilaje mai compacte şi mai uşor de supravegheat, au fost create decantoarele etajate (fig. 14.10).

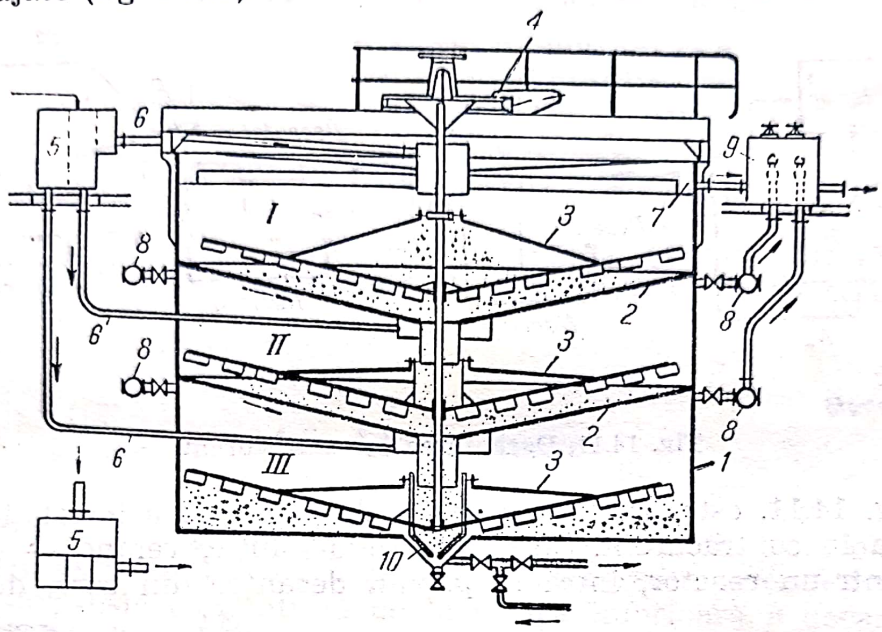


Fig. 14.10. Decantor etajat:
1 — mantaua comună a decantoarelor; *2* — funduri intermediare; *3* — braţe cu raclete; *4* — dispozitiv pentru antrenarea braţelor; *5* — dozator pentru distribuirea suspensiei în decantor; *6* — conductă pentru alimentarea decantoarelor; *7* — rigolă pentru colectarea decantatului de la etajul superior; *8* — conducte pentru captarea decantatului de la etajele *II* şi *III*; *9* — recipient colector; *10* — groapă (pîlnie) pentru colectarea sedimentului.

Mai multe decantoare, de tipul precedent, sînt montate într-o manta cilindrică comună, despărţită prin funduri intermediare în etaje cu înălţimea de aproximativ doi metri. Braţele decantoarelor sînt rotite de un arbore central comun. Suspensia este distribuită dintr-un dozator — în debite egale — la centrul părţii superioare al fiecărui etaj. Lichidul decantat este colectat, la fiecare etaj, de o conductă circulară exterioară. Precipitatul, dirijat de racletele braţelor spre centrul fundurilor intermediare, curge din etaj în etaj şi se adună într-o groapă din care este evacuat cu o pompă de noroi sau de un injector cu apă.

Astfel de decantoare se construiesc cu diametre de 3 pînă la 18 m, cu două pînă la cinci etaje; puterea necesară pentru rotirea braţelor variază între 0,7 şi 4 kW.

14.4. Decantoare în contracurent

Decantarea (sa spălarea) în contracurent este operaţia de sedimentare prin care o suspensie — formată dintr-o fază solidă şi o soluţie (solvent + săruri dizolvate) este separată într-un precipitat cu cît mai pu-

Scanned with OKEN Scanner

ţină soluţie iniţială (cu cît mai puţină sare solubilă) şi o soluţie cît mai concentrată şi cu cît mai puţină fază solidă.

Scopul urmărit este recuperarea cît mai completă a sării solubile ca soluţie de concentraţie cît mai mare (pentru economisirea căldurii necesare vaporizării unei soluţii prea diluate, în operaţia ulterioară de concentrare sau cristalizare) şi obţinerea sării solide.

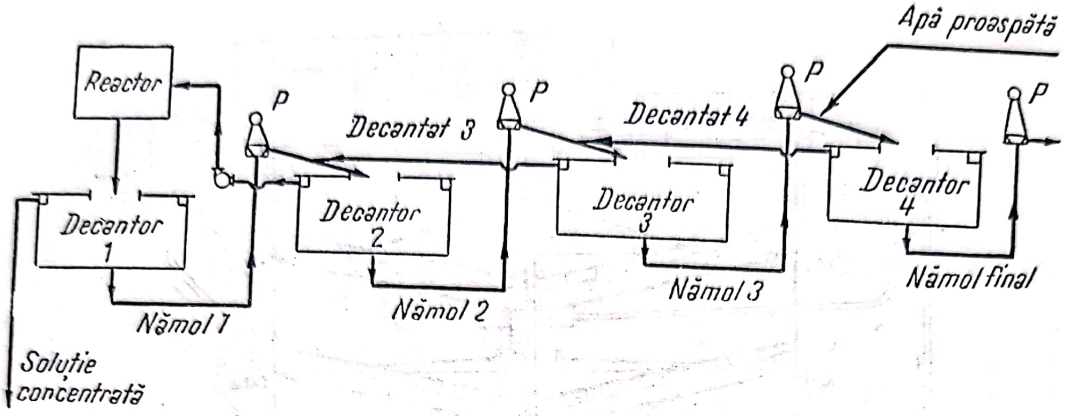


Fig. 14.11. Decantarea în contracurent.

În fig. 14.11, este prezentată schiţa de principiu a instalaţiei pentru decantarea în contracurent. Suspensia solid-soluţie, venind — de exemplu — dintr-un reactor, intră în primul decantor din care, după sedi-

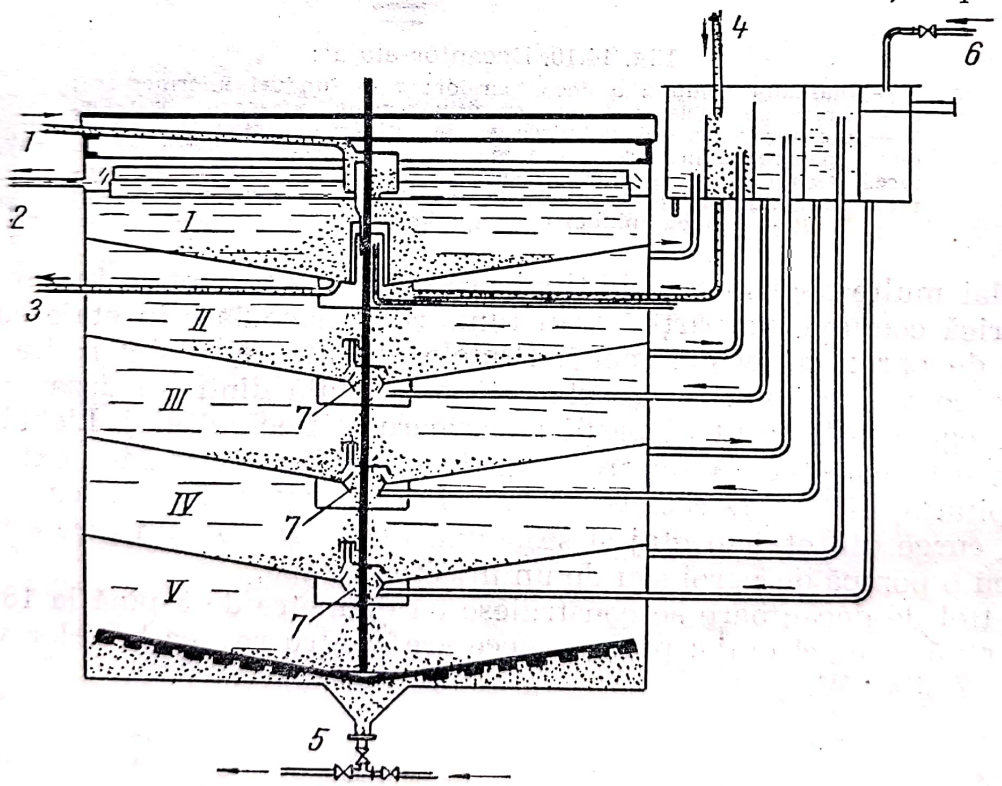


Fig. 14.12. Decantoare etajate pentru decantarea în contracurent

1 — conductă de alimentare cu suspensie; *2* — conducta pentru evacuarea soluţiei concentrate din decantorul *I*; *3* — conducta de ieşire a precipitatului din decantorul *I* spre amestecătorul intermediar; *4* — conducta de întoarcere de la agitatorul intermediar; *5* — conducta pentru evacuarea precipitatului spălat; *6* — conducta de apă curată spre ultimul decantor; *7* — spaţii de amestecare între precipitatul depus, cu decantorul din decantorul următor (inferior).

Scanned with OKEN Scanner

mentare, iese o soluție limpede concentrată și un precipitat bogat în soluție inițială (săruri solubile). Precipitatul, evacuat din decantorul *1* cu o pompă de nămol, este bine amestecat cu lichidul clar (soluție diluată) decantat în decantorul *3*. Acest amestec intră în decantorul *2*, din care — după sedimentare — rezultă un decantat de concentrație slabă în săruri solubile, putînd fi folosit ca lichid de fabricație în reactor, și un precipitat spălat parțial. Precipitatul din decantorul *2*, amestecat cu lichidul din decantorul *4*, sedimentează în decantorul *3*. Precipitatul din decantorul *3* este spălat cu apă curată și lăsat să sedimenteze în ultimul decantor.

Procedeul de decantare în contracurent poate fi adaptat condițiilor particulare prin mărirea numărului de decantoare, intercalarea unor agitatoare sau reactoare intermediare etc. Pentru a evita aria mare de construcție, se folosesc decantoarele etajate, cu amenajările corespunzătoare (fig. 14.12).

14.5. Limpezitoare

Principiul de funcționare al limpezitoarelor a rezultat din observația îmbunătățirii sedimentării, dacă suspensia care sedimentează trece prin stratul de suspensie concentrată de la partea inferioară a decantorului. Îmbunătățirea sedimentării constă în: a) decantat mai limpede, b) creșterea vitezei de sedimentare (de 1,5—2 ori) și c) micșorarea consumului de coagulant.

Un procedeu cu efect asemănător este *sedimentarea cu recircularea nămolului;* după acest procedeu, o parte din nămolul depus în decantor este amestecat cu suspensia inițială, după adăugarea coagulatorului.

14.5.1. Limpezitoare cu difuzor

Aceste limpezitoare (fig. 14.13) sînt decantoare conice, completate cu un separator de aer și un recipient pentru concentrarea nămolului. Apa intră în separatorul de aer, unde — prin reducerea vitezei de curgere — apa este degazată (pentru a evita degazarea în difuzor, ceea ce ar provoca perturbarea sedimentării); din degazor, apa străbate — de jos în sus— difuzorul conic, trecînd prin stratul de suspensie concentrată și ajunge, limpede, la partea superioară a difuzorului. La distanță de 1—2 m sub marginea difuzorului, ajunge

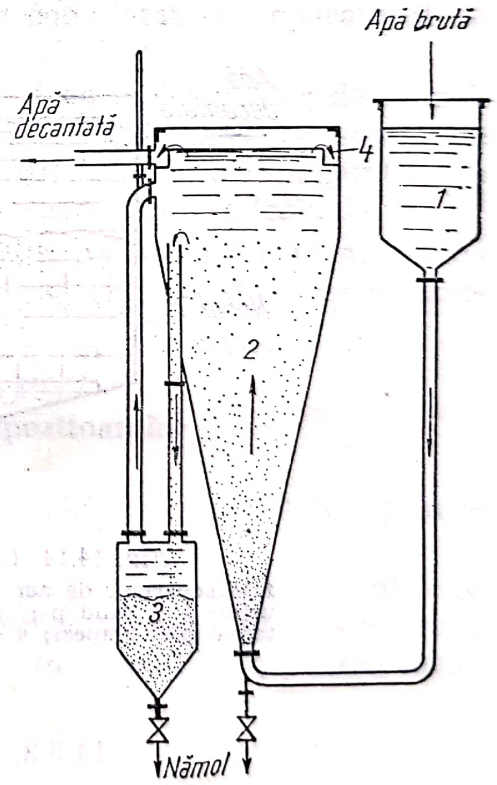


Fig. 14.13. Limpezitor cu difuzor: *1* — separator (degazor) de aer; *2* — difuzor (decantor conic); *3* — concentrator de nămol; *4* — rigolă pentru colectarea apei decantate.

Scanned with OKEN Scanner

capătul unei țevi verticale, prin care suspensia concentrată din difuzor intră în concentratorul de nămol; acest aparat este un mic decantor; apa rezultată din concentrarea nămolului este readusă, printr-o conductă ascendentă, în difuzor. Apa decantată este colectată printr-o rigolă periferică.

Unghiul secțiunii axiale a difuzorului conic este mai mic decît 45°; producția variază între 60 și 80 $m^3 \cdot h$.

Limpezitoarele cu difuzor au dezavantajul sensibilității la variațiile de temperatură ale apei, care afectează sedimentarea, ca efect al perturbării echilibrului din interiorul limpezitorului.

14.5.2. Limpezitoare cu fund perforat

Mai puțin sensibile la variații de temperatură, limpezitoarele cu fund perforat au o construcție mai complicată (fig. 14.14). Apa brută intră în separatorul de aer, coboară printr-un tub central, care se termină la partea inferioară cu mai multe țevi radiale, găurite, trece printr-un fund perforat, străbate stratul de suspensie concentrată și este colectată — ca apă decantată (limpezită) în rigola periferică. Stratul de suspensie concentrată se menține la nivelul marginii superioare a recipientului central pentru concentrarea nămolului.

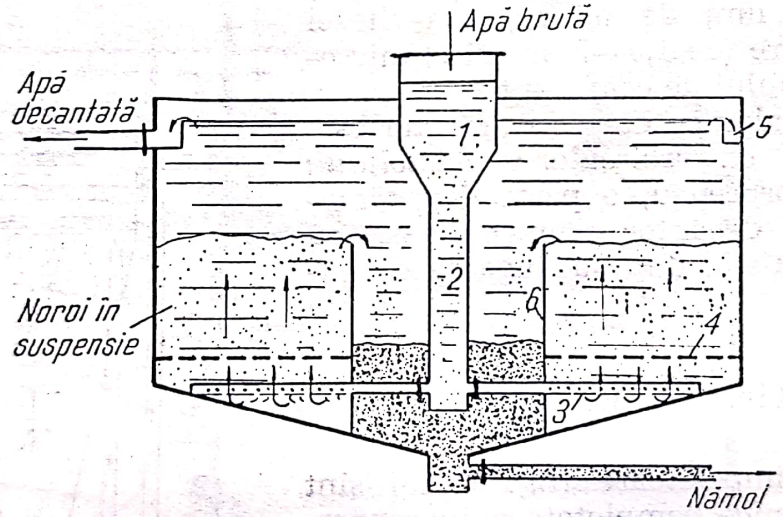


Fig. 14.14. Limpezitor cu fund perforat:
1 — separator de aer; *2* — tub central; *3* — țevi radiale, găurite; *4* — fund perforat; *5* — rigolă periferică pentru colectarea apei limpezi; *6* — recipient pentru concentrarea nămolului.

14.5.3. Limpezitoare mixte

Construcția acestor limpezitoare (fig. 14.15) este o combinație a celor două tipuri precedente de limpezitoare. Difuzorul funcționează ca spațiu de floculare (cameră de reacție).

Scanned with OKEN Scanner

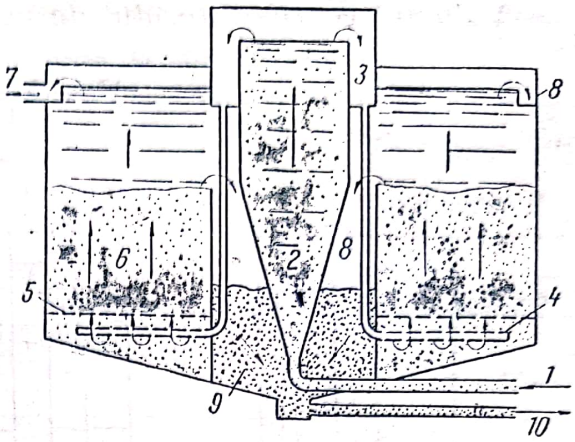


Fig. 14.15. Limpezitor mixt:
1 — conductă de alimentare cu apă brută; *2* — difuzor (spațiu de floculare); *3* — separator de aer (degazor); *4* — țevi radiale găurite; *5* — fund perforat; *6* — strat de suspensie concentrată; *7* — conducte de apă decantată; *8* — rigolă periferică pentru colectarea apei limpezite; *9* — recipient pentru concentrarea nămolului; *10* — conductă pentru evacuarea nămolului concentrat.

14.5.4. Transformarea decantoarelor în limpezitoare

În fig. 14.16, sînt arătate cîteva schițe de limpezitoare obținute prin transformarea unor decantoare:

Limpezitorul din fig. 14.16, *a*, este un decantor vertical obișnuit funcționînd în regim înnomolit, adică cu un strat gros de suspensie concentrată, prin care trece apa brută.

În fig. 14.16, *b*, este schița unui decantor vertical în care s-a introdus fundul perforat pentru uniformizarea curgerii ascendente a lichidului, în secțiunea decantorului.

În fig. 14.16, *c* decantorul vertical este completat cu separatorul de aer și cu concentratorul de nămol.

Decantorul din fig. 14.16, *d*, cu difuzor și cu concentrator de nămol, se caracterizează prin spațiul exterior difuzorului, folosit ca spațiu de reacție (de exemplu pentru dedurizarea apei). Apa intră tangențial în spațiul de reacție, pe care îl parcurge cu mișcare lentă, elicoidală.

În decantorul din fig. 14.16, *e* s-a introdus un difuzor central înăuntrul decantorului propriu-zis, care funcționează și ca spațiu pentru concentrarea nămolului.

14.5.5. Dimensionarea limpezitoarelor

Relațiile care urmează servesc pentru calculul elementelor principale, necesare proiectării limpezitoarelor.

Viteza apei în secțiunea de calcul. Prin secțiune de calcul se înțelege secțiunea curentului de lichid la nivelul superior al stratului de suspensie concentrată. Valoarea acestei viteze este dată în tabelul 14.3, pentru cazurile importante ale tratării apei.

Secțiunea separatorului de aer este

$$S_s = \frac{Q}{v_a}; \qquad (14.25)$$

se calculează pentru o viteză a apei $v_s \leqslant 0{,}050$ m/s.

Scanned with OKEN Scanner

Volumul concentratorului de nămol se determină cu formula

$$V_n = Q\frac{G}{10^4 pc}\tau \qquad (14.26)$$

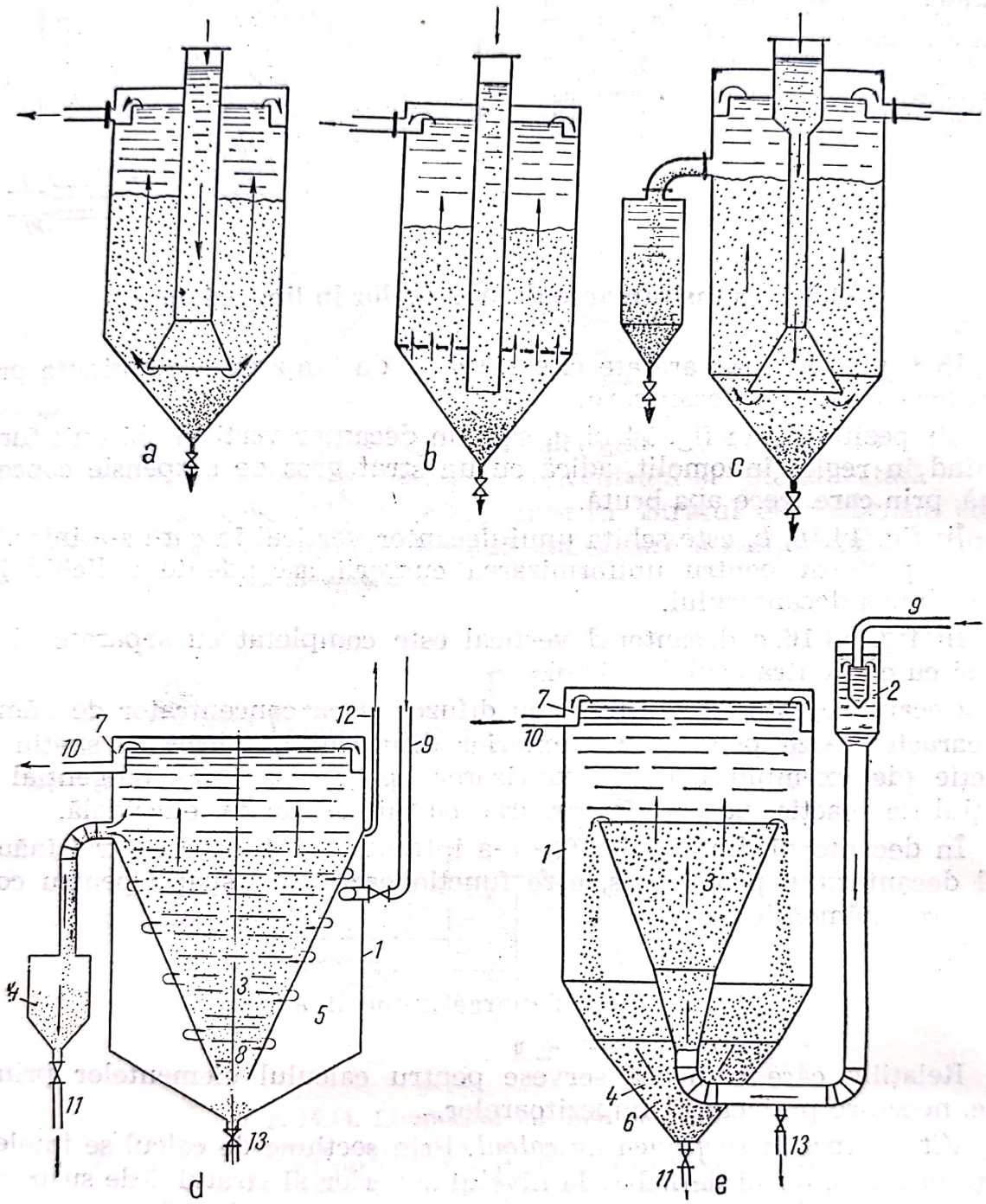


Fig. 14.16. Decantoare verticale transformate în limpezitoare:

a — decantor înnămolit funcţionînd ca limpezitor; *b* — decantor transformat în limpezitor cu fund perforat; *c* — decantor transformat în limpezitor cu separator de aer şi concentrator de nămol; *d* — decantor transformat în limpezitor cu spaţiu de reacţie, difuzor şi concentrator de nămol; *e* — decantor transformat în limpezitor cu separator de aer, difuzor şi concentrator de nămol; *1* — mantaua exterioară; *2* — separator de aer (degazor); *3* — difuzor; *4* — concentrator de nămol; *5* — spaţiu de reacţie; *6* — fund conic; *7* — rigolă pentru colectarea apei decantate; *8* — opritor de vîrtejuri; *9* — conductă de alimentare cu apă brută; *10* — conductă de apă decantată; *11* — conductă pentru evacuarea nămolului; *12* — conductă de aerisire; *13* — conductă de golire.

Scanned with OKEN Scanner

Tabelul 14.3

Viteza v_0 a apei în secțiunea de calcul în mm/s

Modul de tratare a apei	Fără preîncălzire	Cu preîncălzire[1]
Limpezirea și decolorarea apei prin coagulare	0,2—1,0	—
Dedurizarea cu var și sodă cînd duritatea magneziană <25% din cea totală	1,2—1,5	1,3—1,8
Idem, cu coagulare simultană cu sulfat de fier	1,3—1,8	1,5—2,0
Dedurizarea cu var și sodă, cînd duritatea magneziană este 25—30% din cea totală	0,8—1,0	1,1—1,5
Idem, cu coagulare simultană, cu sulfat de fier	1,0—1,2	1,2—1,8

[1] 35—40°C

Valoarea greutății G a nămolului pe metrul cub de apă, se calculează cu relațiile:

— pentru dedurizarea apei,

$$G=M+M_1+2{,}5(Ca^{2+}+Ca^{2+}_{var}+Mg^{2+}-6\cdot 2\ k_2) \qquad (14.27)$$

— pentru limpezirea apei (cu adaos de coagulant),

$$G=M+a(k_1+k_2) \qquad (14.28)$$

Alte mărimi: — *Diametrul orificiilor fundului perforat* se ia egal cu 1/100 din înălțimea stratului de suspensie concentrată din decantor.

— *Pasul orificiilor* (distanța dintre două orificii vecine) rezultă din formula:

$$a=2\,h\,\mathrm{tg}\,\frac{\alpha}{2}+d_0 \qquad (14.29)$$

— *Pierderea de presiune la trecerea apei prin stratul de suspensie concentrată* se consideră egală cu 10 mm H_2O.

— *Viteza în conducta de alimentare* se ia 0,5 m/s.

— *Viteza în orificiile țevilor radiale* se ia 1,0 m/s.

— Cînd colectarea apei decantate se face cu țevi găurite, *viteza apei în găurile țevilor* se ia 0,2 m/s, iar *diametrul găurilor* 20—30 mm.

Semnificațiile notațiilor în relațiile de mai sus:

v_s este viteza apei în secțiunea de calcul, în mm/s;
V_n — volumul concentratorului de nămol, în m^3;
Q — debitul apei, în m^3/h;
G — masa reziduului care se formează dintr-un metru cub de apă, în g/m^3;

Scanned with OKEN Scanner

τ — durata aglomerării (concentrării) nămolului, în h;
= 3h, la dedurizarea apei,
= 6h, la limpezirea apei cu coagulant;
p este concentrația medie a reziduului în concentratorul de nămol, în %;
= 6 la dedurizarea apei,
= 3 la limpezirea apei cu coagulant;
c — greutatea specifică relativă a reziduului concentrat;
= 1,09 la dedurizarea apei,
= 1,02 la limpezirea apei cu coagulant;
M — greutatea substanțelor în suspensie pe metrul cub de apă, în g/m³;
Ca^{2+} — conținutul de calciu în apa brută, în g/m³;
Ca^{2+}_{var} — calciu introdus ca lapte de var (raportat la metrul cub de apă brută), în g/m³;
Mg^{2+} — conținutul de magneziu în apa brută, în g/m³;
D_0 — duritatea rămasă în apa tratată, în grade de duritate;
k_1 — coeficientul pentru impuritățile insolubile din coagulant;
= 0,08, pentru sulfatul de aluminiu pur;
= 0,69, pentru sulfatul de aluminiu brut;
= 0,10 pentru sulfatul de fer;
k_2 — coeficientul pentru formarea hidroxizilor;
= 0,46, pentru sulfatul de aluminiu,
= 0,70, pentru sulfatul de fer;
s — pasul orificiilor în fundul găurit, în m;
α — conicitatea vinelor de apă, care ies din orificiile țevilor, în grade;
= 10—15, limita superioară se ia pentru suspensiile grele;
d_o — diametrul orificiilor, în m;
h — înălțimea stratului de suspensie concentrată, în m.

14.6. Sedimentarea cu adaos de coagulant

Adaosul de coagulanți accelerează depunerea suspensiilor din apele potabile, de fabricație și reziduale. Coagulanții cei mai întrebuințați sînt săruri de aluminiu (în special sulfatul de aluminiu) și sărurile de fer (în special sulfatul feric), care — hidrolizînd în apa tratată, formează flocoane mari și grele. Dozajul optim de coagulare se determină experimental și variază între 40 și 100 g/m³. Dacă alcalinitatea apei este prea mică este necesar și un adaos de var sau de sodă.

14.6.1. Instalația de sedimentare cu coagulant

O instalație de sedimentare cu adaos de coagulant este formată din: 1) aparatul pentru prepararea soluției de coagulant, 2) dozatorul de coagulant, 3) amestecătorul de coagulant în apa tratată, 4) floculatorul și 5) decantorul sau limpezitorul.

Scanned with OKEN Scanner

Aparatul pentru prepararea soluției de coagulant servește pentru dizolvarea coagulantului și pentru obținerea unei soluții de concentrație convenabilă (5—10%). Aparatul este un recipient din lemn, cu fund perforat, introdus într-alt recipient mai mare, tot din lemn. În primul recipient se introduce o cantitate cîntărită de coagulant peste care se lasă să curgă apă pentru dizolvare. Dizolvarea coagulantului și omogenizarea soluției de coagulant se accelerează prin barbotare de aer.

Dozatorul de coagulant are rolul de a realiza un debit constant, reglabil și cunoscut din soluția pregătită în aparatul precedent. În acest scop se folosesc rezervoare cu nivel constant sau cu plutitor (fig. 14.17).

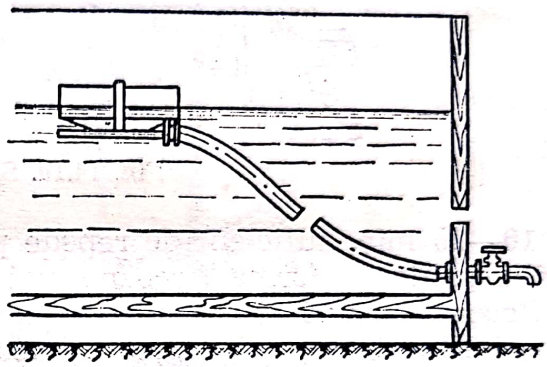


Fig. 14.17. Dozator cu plutitor.

Pentru debite mari și variabile de apă tratată, se folosesc dozatoare de proporționare, la care debitul soluției de coagulant se reglează automat, proporțional cu debitul momentan al apei tratate.

Amestecătorul de coagulant cu apa tratată. Ținînd seamă de raportul foarte mare (1 000/1—2 000/1) dintre debitul apei tratate și debitul soluției de coagulant, efectul obținut este condiționat de o repartizare (o amestecare) cît mai omogenă (uniformă) a coagulantului în apa tratată.

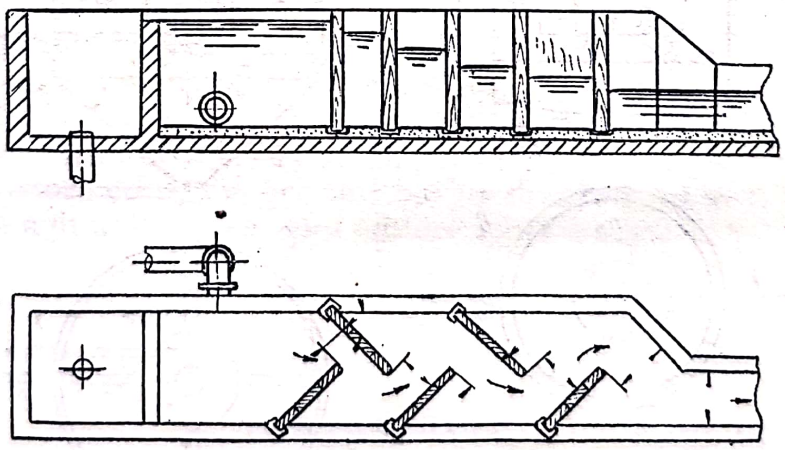


Fig. 14.18. Amestecător cu șicane.

În afară de procedeele și aparatele obișnuite — camera cu șicane (fig. 14.18), amestecarea în pompe, barbotarea cu aer introdus prin țevi găurite, agitatoare cu brațe sau elice — se folosește, în acest scop, amestecătorul special, numit *saltul hidraulic*. În acest aparat (fig. 14.19) apa tratată, în care s-a introdus soluția de coagulant, trece prin secțiunea

Scanned with OKEN Scanner

îngustă a aparatului, coboară cu viteză mare pe panta repede și, înainte de capătul ei, face un salt în care are loc o agitare intensă.

Floculatorul. Ca spațiu pentru floculare și pentru reunirea flocoanelor mici inițiale, se folosește floculatorul, în care apa este agitată timp

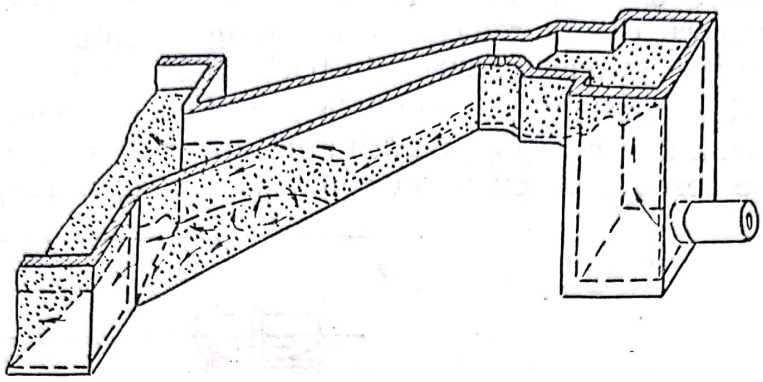


Fig. 14.19. Salt hidraulic.

de 10—20 min, suficient de repede pentru ca flocoanele mici să se poată întîlni pentru a forma flocoane mai mari dar și suficient de lent pentru ca flocoanele mari să nu se destrame.

a) *Floculatoare cu mișcare elicoidală a apei.* În fig. 14.20 sînt schițate două decantoare verticale, care conțin, în centrul lor, floculatoarele.

La decantorul din fig. 14.20, *a*, apa tratată cu coagulant intră în floculator prin două brațe cu deschideri tangențiale care provoacă o miș-

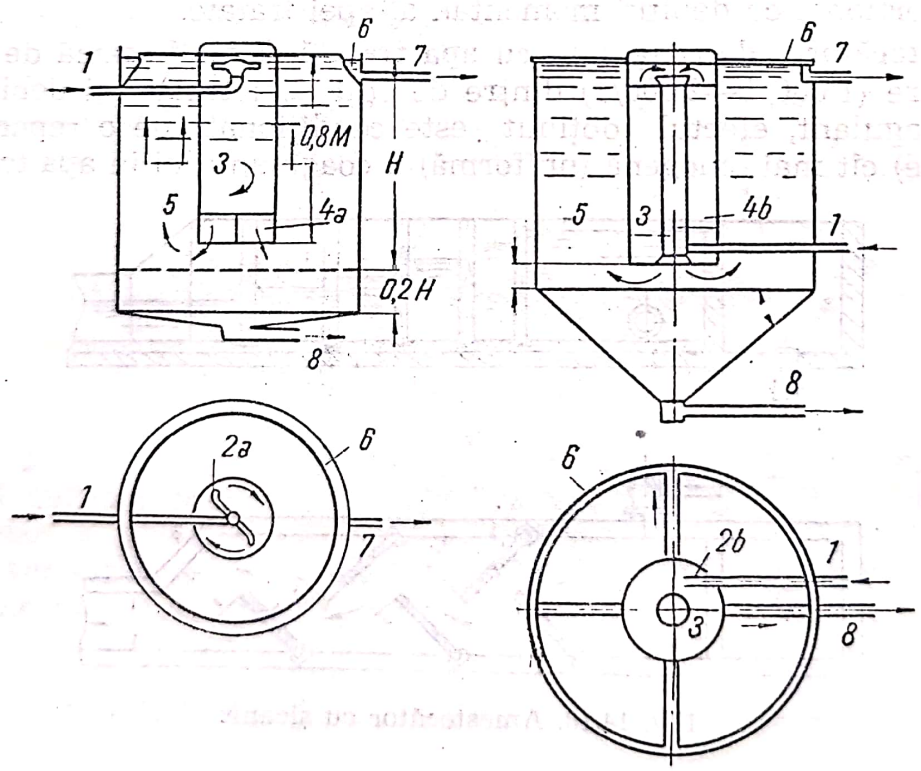


Fig. 14.20. Decantoare cu floculatoare:

1 — conducta de alimentare cu apă brută plus coagulant; *2a* — brațe pentru dirijarea circulară a apei; *2p* — injector tangențial; *3* — spațiu de floculare; *4a* — grătar de lemn; *4b* — tub central; *5* — spațiu de decantare; *6* — rigolă periferică pentru colectarea apei decantate; *7* — conductă de apă decantată; *8* — conductă pentru evacuarea nămolului.

Scanned with OKEN Scanner

care elicoidală lentă a apei spre poarta inferioară a spațiului de floculare, unde mișcarea elicoidală a apei este oprită de un grătar din lemn. Dimensiunile floculatorului sînt astfel calculate încît atît flocularea cît și aglomerarea flocoanelor să fie terminate la ieșirea apei din floculator.

În decantorul din fig. 14.20, *b*, apa pătrunde, printr-un injector tangențial, în spațiul de reacție (de floculare), dintre cele două tuburi coaxial centrale, și în timp ce floculează, se ridică în mișcare elicoidală spre partea superioară a spațiului de floculare, deversează în tubul central din care trece, pe jos, în spațiul de decantare.

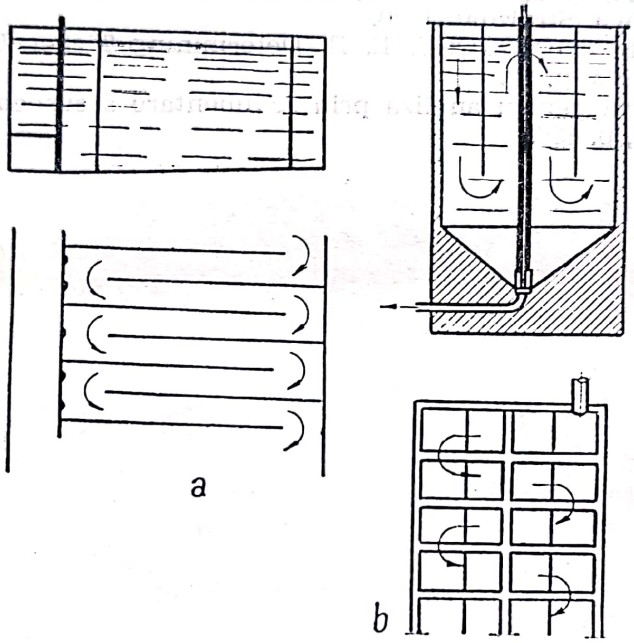


Fig. 14.21. Floculatoare cu șicane în care apa curge orizontal *(a)* sau vertical *(b)*.

b) *Floculatoare cu șicane*. Agitarea lentă favorabilă floculării și aglomerării flocoanelor se realizează în aparate cu curgerea orizontală a apei (fig. 14.21, *a*) sau cu curgere verticală a apei (fig. 14.20, *b*). Viteza apei în floculator este de 0,2—0,3 m/s.

c) *Floculatoare cu agitatoare* sînt bazine dreptunghiulare, în care unul sau mai multe agitatoare întreține o agitare lentă a apei.

BIBLIOGRAFIE

1. ANABLE, A., Sedimentation, în: PERRY, C., CHILTON, C. and KIRKPATRICK, S., Chemical Engineers' Handbook, fourth Edition, New York, McGraw-Hill, 1963.
2. BROWN, G. G. *Unit Operations*. New York, J. Wiley, 1950.
3. COULSON, J. M. and RICHARDSON, J. F. Chemical Engineering, 2-nd. Bd, 2-nd Ed., London, Pergamon Press, 1966.

Scanned with OKEN Scanner

4. DAHLSTROM, D. A., DALE, L. A. and EMMETT, R. C. Jr. Gravity Sedimentation Operations. În: PERRY, J., CHILTON, C. and KIRKPATRICK, S., Chemical Engineers' Handbook, fourth Edition, New York, McGraw-Hill, 1963.
5. FORNES STEWART, R. Sedimentation. În: CREMER, H. W. and DAVIES, T. Chemical Engineering Practice, 3-rd. Bd. London, Butterworths Scientific Publications, 1957.
6. FITCH, B. Teoria și proiectarea îngroșătoarelor, În: Ind. Eng. Chem., 78, nr. 10, 1966, p. 19.
7. GUNDELACH, W. Schlammabscheider, Eindicker und Dekantierapparate. În: ULLMANN, F. Encyklopädie der technischen Chemie, 3. Aufl. I. Ed. München, Urban u. Schwarzenberg, 1951.
8. KLIACIKO, V. A. și KASTALSKI, A. A. *Purificarea apei pentru instalațiile industriale*. Moskwa, Stroizdat, 1950.
9. TALMAGE, W. P. and FITCHS, E. B. Determining Ticker Unit Area. În: Ind. Eng. Chem., 47, 1965, p. 38.
10. * * * Un aparat pentru analiza prin sedimentare a suspensiilor și emulsiilor. Zavod. Lab., 1950, p. 130.

Scanned with OKEN Scanner

CAPITOLUL 15

Filtrarea

Filtrarea este operația de separare a fazelor unui amestec eterogen solid-fluid, cu ajutorul unei suprafețe poroase sau a unui strat poros, prin care poate trece numai faza fluidă (dispersantă).

Prin extindere, se folosește termenul de filtrare și pentru separarea unor componenți ai unui amestec lichid sau gazos omogen, cu ajutorul unui strat granular activ, de exemplu: înlăturarea substanțelor colorate sau rău mirositoare cu ajutorul cărbunelui activ sau al pămîntului decolorant, dedurizarea prin „filtrare" printr-un strat de material schimbător de ioni, separarea componenților nocivi din aerul poluat cu filtrele măștilor de gaze, metodele cromatografice de separare. Aceste separări sînt efectele adsorbției sau ale reacțiilor chimice pe suprafața sau în masa granulelor active ale stratului filtrant.

În acest capitol se tratează numai filtrarea amestecurilor eterogene solid-lichid. Filtrarea amestecurilor eterogene gazoase se va trata în capitolul 17, iar procedeele bazate pe acțiunea straturilor adsorbante la capitolul asupra adsorbției din volumul III.

Comparată cu sedimentarea, filtrarea se caracterizează prin faptul că nu este condiționată de o diferență între densitățile fazelor care se separă.

Scopul filtrării este de a separa fazele unei *suspensii* într-un *precipitat* care conține cît mai mult din faza solidă a suspensiei și într-un *filtrat* cu cît mai puțină fază solidă. Deoarece — în majoritatea cazurilor — faza lichidă este o soluție, separarea prin filtrare este o separare între faza solidă a suspensiei și substanța dizolvată în faza lichidă a suspensiei.

Separarea prin filtrare este — de obicei — foarte înaintată în privința purității filtratului și mai puțin în privința purității precipitatului care rămîne îmbibat cu lichidul din care a fost separat. Cînd lichidul este prețios, sau cînd precipitatul trebuie purificat, filtrarea este urmată de *spălarea* precipitatului cu un lichid potrivit, de cele mai multe ori apa, care îndepărtează soluția din precipitat și recuperează substanța solubilă valoroasă.

Condițiile care se cer unei bune filtrări sînt:

— puritatea filtratului adică absența fazei solide în filtrat;

— puritatea precipitatului, adică absența substanței solubile în precipitat;

Scanned with OKEN Scanner

— umiditatea scăzută a precipitatului;
— productivitatea mare a filtrului, adică viteza mare de filtrare;
— cît mai puțină apă de spălare, pentru a nu dilua prea mult substanța solubilă;
— regenerare ușoară și completă a suprafeței filtrante sau a stratului filtrant;
— consum minim de energie;
— manoperă minimă;
— uzură minimă a suprafeței filtrante.

Filtrarea unei suspensii are patru etape:

1) în prima etapă suprafața filtrantă sau stratul granular filtrant reține faza solidă; la începutul acestei etape, filtratul este — de obicei — tulbure și trebuie refiltrat;

2) în a doua etapă, reținerea fazei solide se face, în principal, de către stratul de precipitat format pe suprafața filtrantă, care rămîne cu rolul de suport al precipitatului;

3) a treia etapă este spălarea precipitatului pentru îndepărtarea substanțelor solubile a căror soluție îmbibă precipitatul la sfîrșitul etapei precedente;

4) a patra etapă este regenerarea suprafeței sau stratului filtrant (spălare, destuparea porilor). Uneori după etapele 2) și 3), se aspiră aer prin stratul de precipitat, pentru a îndepărta o parte din soluție sau din apa care îmbibă precipitatul (deshidratarea, uscarea precipitatului).

Separarea fazei solide dintr-o suspensie, prin filtrare este rezultatul următoarelor trei procese elementare:

— un proces de sedimentare, prin care particulele solide ale suspensiei se depun pe suprafața filtrantă ca într-un decantor;

— un proces de cernere, prin care sînt reținute particulelele solide mai mari decît porii suprafeței sau stratului — la începutul filtrării — sau ai stratului de precipitat deja depus — în fazele următoare ale filtrării;

— un proces de adsorbție, prin care sînt reținute (adsorbite) chiar particule mult mai mici (de exemplu: particule microscopice, bacterii, coloizi) decît porii materialului filtrant; prin aceste depuneri porii materialului filtrant devin tot mai mici, productivitatea filtrului scade pînă la anulare (colmatarea filtrului).

15.1. Factorii care influențează filtrarea

Un mare număr de factori influențează operația de filtrare (tabelul 15.1). Unii dintre acești factori au valori constante pe întreaga durată a filtrării, alții au valori variabile în timp, depinzînd — adesea — de modul în care este condusă filtrarea sau de caracteristicile de funcționare ale filtrului folosit.

Urmează cîteva precizări asupra unora dintre factorii care au un rol important în filtrare.

Suspensia. Cele mai diferite suspensii pot fi separate, în fazele ei, prin filtrare. Filtrarea nu pune restricții asupra naturii și caracteristici-

Scanned with OKEN Scanner

Tabelul 15.1

Factori care influențează filtrarea

Factori referitori la suspensie	Natura suspensiei (natura fazei solide și a fazei lichide)	c[1]
	Granulometria și structura suspensiei	c
	Concentrația suspensiei	c
	Modul de obținere	
	Vîrsta suspensiei (durata de la obținere pînă la filtrare)	v[2]
	Cantitatea sau debitul suspensiei	
Factori referitori la materialul filtrant	Natura materialului filtrat	c
	Dimensiunile porilor, porozitatea, permeabilitatea	v
	Grosimea stratului filtrant	v
	Aria suprafeței filtrului	c
	Rezistența hidraulică a materialului filtrant	v
Factori referitori la precipitat	Rezistența hidraulică a precipitatului	v
	Compresibilitatea precipitatului	c, v
	Omogenitatea precipitatului	v
	Tasarea precipitatului	
	Umiditatea finală a precipitatului	
Factori referitori la perioada de spălare	Cantitatea apei de spălare	
	Debitul apei de spălare	
	Durata spălării	c
	Capacitatea apei de spălare	v
Factori referitori la regenerarea materialului filtrant	Modul (operațiunile) de regenerare	
	Cantitatea apei necesare regenerării	
	Cantitatea și debitul aerului comprimat necesar regenerării	
	Cantitatea de filtrat tulbure după regenerare	
	Durata regenerării	
Factori referitori la condițiile de filtrare	Presiunea de filtrare	c, v
	Temperatura de filtrare	c
	Debitul de filtrare sau viteza de filtrare	c, v
	Durata de filtrare	
	Fracționarea continuă sau discontinuă a filtrului	

[1] c — constant în timpul filtrării
[2] v — variabil în timpul filtrării

lor fizice sau chimice ale suspensiei, dar ține seamă de ele la alegerea instalației și condițiilor de filtrare.

a) *Granulometria suspensiei.* Mărimea particulelor care formează faza solidă a suspensiei poate varia între aproximativ un milimetru și un nanometru (milimicron). În tabelul 15.2, sînt indicate categoriile de suspensii și granulometria lor.

Scanned with OKEN Scanner

Tabelul 15.2

Suspensii și materiale filtrante

Suspensia		Materialul filtrant	
Natura suspensiei	Mărimea granulelor μm	Felul materialului	Mărimea porilor μm
Gaze (filtrare, distribuție		Nisip foarte mare Filtru de sticlă *Jena* G0 Nisip mare	500 230 150
Suspensii cristaline	>50	Filtru de sticlă *Jena* G1 Nisip mijlociu Filtru de sticlă *Jena* G2	100 75 50
Suspensii amorfe (necristaline)	>0,1	Nisip fin Filtre de porțelan Filtru *Berkefeld* Filtru de hîrtie	30 25—1 10—1 3,2
Bacterii	2,5—0,5	Filtre de sticlă *Jena* G5 Filtru de hîrtie *S&S* Nr. 602 Filtru de barită Filtru fin de porțelan	1,5 1 0,5 0,3
Coloizi	0,1—0,001	Hîrtie pergament Membrane animale	0,001 0,001
Cristaloizi mari	0,001—0,0001	Membrane osmotice	0,0005

b) *Structura suspensiei.* Suspensiile cu particule sferoidale și, mai cu seamă, aciculare, dau precipitate permeabile și, în consecință, permit viteze de filtrare mai mari decît suspensiile cu particule plate (foițe). Cînd foițele sînt elastice, ele au efectul unor supape; în acest caz, mărirea presiunii de filtrare (care, în mod normal, face să crească debitul filtratului) va avea ca rezultat micșorarea vitezei de filtrare. Suspensiile cu particule mari și rigide (necompresibile) se filtrează mai ușor decît suspensiile cu particule fine sau coloidale, care formează precipitate compacte și impermeabile, ce astupă porii materialului filtrant.

Materialul filtrant. Materialul folosit ca suprafață filtrantă sau ca strat filtrant trebuie să rețină cît mai complet faza solidă a suspensiei, să aibă rezistență hidraulică redusă, să nu se colmateze repede, să permită viteze mari de filtrare, să se regenereze ușor, să aibă rezistență mecanică suficientă, să reziste la acțiunea corosivă a suspensiei, să permită evacuarea completă a precipitatului, să fie destul de ieftin și ușor de procurat.

Alegerea materialului filtrant trebuie considerată, la fiecare caz nou, ca o problemă importantă, care urmează să fie cercetată experimental în condițiile de filtrare particulare cazului studiat.

În legătură cu rolul materialului filtrant se definesc două limite de filtrare:

Scanned with OKEN Scanner

— *filtrarea superficială*, cînd materialul filtrant oprește particulele solide ale suspensiei prin diferența dintre mărimea particulelor și mărimea porilor; grosimea materialului filtrant și grosimea stratului de precipitat sînt mici; exemplu, ultrafiltrarea prin membrane;

— *filtrarea în adîncime*, cînd reținerea particulelor solide ale suspensiei se face mai mult prin depunerea, oprirea și adsorbția pe suprafața granulelor stratului filtrant și a particulelor de precipitat (anterior depus); exemplu, filtrarea apei prin filtrele cu nisip.

Între aceste două extreme se situează toate filtrările de laborator și industriale.

Se folosesc foarte multe și diverse materiale filtrante, deosebindu-se între ele prin natura (chimică), prin grosime (membrane, foi, plăci sau straturi poroase), porozitate (uneori un strat filtrant de porozitate fină susținut de un strat de rezistență cu pori mai mari) și prin proprietățile mecanice (elasticitate, rezistență), termice și chimice, prin modul de obținere etc.

Menționăm, în continuare, cîteva materiale filtrante curent folosite:

a) *Tablele perforate, sitele lamelare* și *sitele obținute prin procedee electrolitice* sînt grătare sau ciururi cu ochiuri dreptunghiulare (lățimea minimă 1,5 mm) sau circulare (diametrul minim 3 mm). Ele servesc pentru reținerea suspensiilor mari, dar, mai cu seamă, ca suport pentru pînze sau alte materiale filtrante (celuloză, vată de sticlă, azbest). Au inconvenientul unei suprafețe libere mici. S-au putut obține table perforate (subțiri) cu diametrul ochiurilor de pînă la 0,35 mm, iar prin procedee electrolitice de 0,01 mm.

b) *Împletiturile metalice* cu aceleași aplicații ca grătarele și sitele perforate. Ca suport pentru materiale poroase, ele au rezistență mecanică mai mică decît tablele perforate, dar au avantajul că lasă liberă pentru filtrare aproape întreaga lor suprafață. Pentru a reuni ambele avantaje se folosesc grătare sau ciururi (cu bună rezistență mecanică) peste care se întinde o împletitură metalică (care lasă liberă întreaga suprafață a filtrului). Se fac împletituri metalice cu ochiuri pînă la 50 μm; prin depunere electrolitică ochiurile pot fi micșorate la 5 μm.

c) *Pînzele filtrante* se caracterizează prin elasticitate, suplețe și porozitate fină. Ele reţin particulele suspensiei atît prin efectul de cernere, cît și prin adsorbţie. Au rezistenţă mecanică redusă și se colmatează ușor (mai cu seamă materialele textile naturale). Sînt folosite ca suprafețe filtrante pe rame sau pe suport orizontal și, excepţional, în formă de pungi. Felul țesăturii (grosimea firelor, răsucirea, numărul ițelor etc.), porozitatea, grosimea țesăturii, natura materialului, tratarea ulterioară piuare, impregnare) dau pînzelor filtrante o mare adaptabilitate la condiţiile de filtrare. În tabelul 15.3 sînt indicate cîteva materiale textile și rezistența lor la agresivitatea chimică a suspensiei. Tratarea țesăturilor cu soluţie amoniacală de oxid de cupru distruge firișoarele superficiale, cu rezultatul obținerii unor fire cu suprafață mai netedă, de pe care precipitatul se desprinde mai ușor.

d) *Membranele* de proveniență animală, vegetală sau sintetică (hîrtie pergament, gelatină, colodiu, esteri de celuloză, depuse pe țesături sau pe hîrtie) servesc ca suprafețe filtrante pentru filtrări fine. Ele reţin substanţe coloidale, bacterii, virusuri și chiar molecule mari.

Scanned with OKEN Scanner

Tabelul 15.3

Materiale filtrante textile

Proveniența	Felul materialului	Rezistă la	Observații
Fibre vegetale	Bumbac	Soluții apoase calde și reci Acizi slabi Acid sulfuric pînă la 8% Alcali pînă la 5% Alcool Uleiuri	
	Bumbac nitrat (cu 12% N_2)	Acid sulfuric 40%, la 20°C Acid sulfuric 20%, la 40°C Acid sulfuric 10%, la 60°C Acid clorhidric, orice concentrații, la 20°C Acid clorhidric 10%, la 40°C Acid clorhidric 5%, la 60°C	Inflamabil
	Iută	Soluții alcaline slabe	
Fibre animale	Lînă	Acid sulfuric rece pînă la 20°C Acid clorhidric rece	Se împîslește la cald
	Păr de cămilă	Acid sulfuric pînă la 30% Acid clorhidric pînă la 10%	
	Mătase naturală	Acizi minerali diluați Acid fluorhidric rece, pînă la 5%	
Fibre sintetice	Mătase artificială	Acid clorhidric Acid azotic Acid sulfuric pînă la 5%	
Fibre minerale	Azbest	Acizi diluați Alcali diluați	
	Sticlă	Acizi de concentrație medie Alcali diluați, rece	

e) *Straturile fibroase*, din fire de celuloză, azbest, lînă, in, sticlă, obținute prin presare (carton, fetru) sau depuse liber pe o suprafață-suport, sînt folosite ca materiale filtrante. Există și pînze filtrante din fibre împletite cu un liant din cauciuc, după vulcanizare rezultă un strat poros, rezistent la acizi și alcali, cu rezistență mecanică mare, care permite o bună etanșare (de exemplu la filtrele-presă) și o ușoară îndepărtare a precipitatului.

Straturile fibroase filtrante, obținute prin sedimentarea fibrelor pe o suprafață suport, servesc pentru filtrarea suspensiilor care colmatează

Scanned with OKEN Scanner

repede filtrul (sirop de zahăr, gelatină, ulei vegetal și mineral, băuturi). După colmatare, aceste straturi sînt destrămate, spălate și refăcute, cu ușurință.

f) *Straturile pulverulente depuse prin sedimentare* — pulbere de cărbune, kiselgur — filtrează mai mult, prin adsorbție. Ele se regenerează prin spălare sau prin operații specifice.

g) *Plăcile poroase*, din granule reunite prin presare, cu sau fără lianți, și ardere pînă la vitrificare, se fac din kieselgur, porțelan, azbest-porțelan, argilă, cuarț, sticlă, grafit, cocs, șamotă, corund, carborundum. Filtre din granule de sticlă Jena sinterizate se fabrică în șase trepte de granulometrie și porozitate; ele se caracterizează prin porozitate uniformă și bună rezistență mecanică și chimică. Pentru filtrări fine (de obicei sub presiune) și pentru a mări permeabilitatea plăcilor poroase, menținînd rezistența lor mecanică, se fabrică plăci cu două straturi: un strat subțire cu porozitate fină și un strat suport mai gros, permeabil, cu porozitate mare. Se produc și plăci poroase din cauciuc, ebonită, materiale plastice cu pori de pînă la 0,1 μm, rezistente la medii acide și bazice pînă la 70—80°C și, de asemenea, plăci din granule metalice sinterizate (cupru, fontă, oțeluri antiacide, bronzuri, alamă, nichel) foarte rezistente pentru filtrări sub presiune, cu mari producții specifice.

h) *Straturi granulare* susținute pe un suport care lasă să treacă filtratul dar oprește granulele stratului filtrant. Cele mai utilizate sînt filtrele de nisip; pentru scopuri speciale se folosesc straturi din granule de cocs sau antracit (rezistente la leșii alcaline fierbinți), spărturi de cărămidă, mărgele de sticlă, granule de oțel, nichel carbonil (pentru leșii alcaline), nisip de cuarț, marmură.

i) *Straturi granulare active:*

— filtre cu cărbune activ pentru reținerea, prin adsorbție, a unor componenți din gazul sau lichidul filtrat; de exemplu: dezbenzinarea gazelor de sondă, reținerea excesului de clor de la sterilizarea apei;

— filtre cu cărbune activ, mangal, pămînt decolorant, bentonită, pentru decolorarea și dezodorizarea lichidelor;

— filtre cu materiale schimbătoare de ioni pentru dedurizarea apei;

— filtre cu dolomită arsă parțial *(Magno)* pentru decarbonatarea apei;

— filtre cu gel de silice pentru uscarea gazelor;

— filtre cu site moleculare pentru separarea apei sau altor componente din amestecurile filtrate;

— filtre (coloane) cromatografice.

Porozitatea materialului filtrant. Golurile dintr-un material poros sînt de trei feluri: pori interiori sau închiși, pori exteriori (deschiși la ambele capete sau, numai la un capăt) și pori sau goluri intergranulare; materiale cristaline sau metalice au — cu rare excepții — numai goluri intergranulare.

Pentru filtrare interesează porozitatea corespunzătoare golurilor intergranulare și, uneori, cea a porilor deschiși; este importantă și repartizarea diferitelor mărimi de pori. În tabelul 15.2 este indicată mărimea aproximativă a porilor unor materiale filtrante.

Mărimea sau „diametrul" porilor este o noțiune simplistă; porii sînt departe de a avea formă sferică, ei au forme foarte neregulate, uneori cu

Scanned with OKEN Scanner

strangulări și ramificații. De aceea se preferă să se caracterizeze materialul filtrant prin noțiunea de permeabilitate (8.3.13.2.b) care reprezintă debitul lichidului trecut prin stratul poros la o diferență de presiune egală cu unitatea, între presiunile de pe cele două fețe ale stratului.

Structura precipitatului. Un precipitat din granule fine reduce viteza de filtrare nu numai prin astuparea porilor suprafeței filtrante, dar și din cauza reținerii — prin adsorbție — a apei de către forțele de suprafață, al căror efect crește cu aria specifică a particulelor. Reținerea apei prin adsorbție determină și limita inferioară a umidității precipitatului.

Grosimea stratului de precipitat. Cu creșterea stratului de precipitat, scade viteza de filtrare și deci productivitatea filtrului, din cauza creșterii rezistenței hidraulice a stratului de precipitat (lungirea drumului parcurs de lichid și tasarea precipitatului). Grosimea optimă a stratului se determină experimental (cu un filtru mic) ținînd seama de toate implicațiile fazelor filtrării asupra economiei operației.

Spălarea. Această fază a filtrării este necesară fie atunci cînd precipitatul valoros trebuie eliberat de substanța dizolvată, din faza lichidă (purificarea precipitatului), fie pentru recuperarea filtratului prețios.

Se recomandă spălarea în echicurent (în raport cu sensul de filtrare), cînd filtratul din precipitat este împins de lichidul de spălare. La spălarea în contracurent, filtratul se diluează cu lichidul de spălare de deasupra precipitatului. În diagrama din fig. 15.1 se arată variația concentrației (în solvat) a lichidului de spălare în funcție de cantitatea lichidului de spălare trecută prin filtru. La spălarea ideală (curba *1*) lichidul de spălare

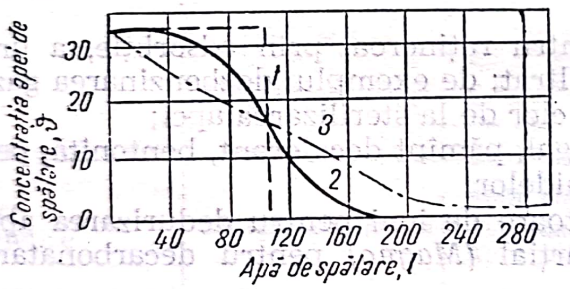


Fig. 15.1. Cantitatea și concentrația apei de spălare.

dezlocuiește lichidul îmbibat în porii precipitatului; în acest caz, volumul apei de spălare este egal cu cel al lichidului dislocat. Celelalte două curbe arată că spălarea în echicurent (curba *2*) consumă mai puțin lichid de spălare decît spălarea în contracurent (curba *3*).

15.2. Mijloace pentru îmbunătățirea filtrării

Prin îmbunătățirea filtrării se înțelege: a) mărirea productivității filtrului, b) obținerea unui filtru mai limpede, c) micșorarea umidității finale a precipitatului, d) micșorarea consumului de lichid de spălare, e) regenerarea mai rapidă și mai completă a materialului filtrant.

Principalele mijloace pentru atingerea acestor scopuri sînt descrise în continuare:

Scanned with OKEN Scanner

Mărirea temperaturii de filtrare. Micşorînd viscozitatea lichidului, ridicarea temperaturii are ca efect creşterea productivităţii (creşterea temperaturii de la 10 la 40°C dublează viteza de filtrare iar creşterea temperaturii de la 10 la 70°C o triplează) şi al micşorării umidităţii precipitatului. Efectul favorabil al creşterii temperaturii este atenuat sau anulat dacă încălzirea lichidului provoacă umflarea materialului filtrant. Uneori, îmbunătăţirea filtrării cu creşterea temperaturii este consecinţa unei coagulări. În fig. 15.2 este arătată creşterea productivităţii unui filtru şi micşorarea umidităţii precipitatului cu creşterea temperaturii de filtrare.

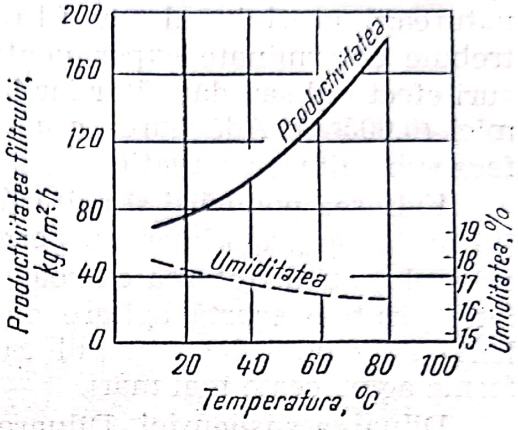


Fig. 15.2. Influenţa temperaturii asupra productivităţii unui filtru şi asupra umidităţii precipitatului.

Mărirea presiunii de filtrare. În mod normal, mărirea presiunii de filtrare are influenţă favorabilă asupra vitezei de filtrare. Cînd însă faza solidă a suspensiei este formată din particule tabulare (foiţe) elastice sau cînd precipitatul este compresibil, creşterea presiunii poate deveni dezavantajoasă. În aceste cazuri încercările experimentale indică presiunea optimă.

Filtrările se fac la presiune atmosferică, la presiune ridicată sau sub depresiune (în vid). Ceea ce interesează la filtrare este diferenţa dintre presiunile de pe cele două feţe ale plăcii sau stratului filtrant. Presiunea de pe faţa superioară a filtrului se realizează prin pomparea suspensiei, prin aer comprimat sau prin presiunea hidraulică a stratului de suspensie deasupra filtrului. Se recomandă a începe filtrarea la presiune mică şi a o mări treptat în cursul filtrării. În tabelul 15.4 sînt indicate presiunile folosite în filtrare.

Tabelul 15.4

Presiuni de filtrare

Felul filtrării	Presiuni [Pa]		Observaţii
	pe faţa de intrare	pe faţa de ieşire	
Filtrări în filtre celulare, rotative:			
— suspensii fine	10^5	$0{,}1 \cdot 10^5$—$0{,}2 \cdot 10^5$	Presiuni absolute
— suspensii mijlocii	10^5	$0{,}4 \cdot 10^5$—$0{,}7 \cdot 10^5$	
— suspensii mari, incompresibile, cristale	10^5	$0{,}8 \cdot 10^5$—$0{,}9 \cdot 10^5$	
Filtrări în filtre presă sau prin plăci poroase:			
— normal	10^5—$3{,}5 \cdot 10^5$	0	Supra-presiuni
— excepţional	pînă la $35 \cdot 10^5$	0	
Filtrări prin plăci metalice poroase	pînă la $700 \cdot 10^5$	0	

Scanned with OKEN Scanner

Coagularea prealabilă. Prin coagularea prealabilă se înțelege formarea flocoanelor mai mari prin aglomerarea particulelor fine cu ajutorul unui coagulant; ea se folosește curent în decantarea și filtrarea rapidă a apei (15.4.1.1.2). Acest procedeu se aplică numai cînd coagulantul nu denaturează precipitatul sau filtratul. Efectul coagulantului și dozajul lor trebuie determinate experimental: un coagulant poate avea în unele cazuri efect nul sau dăunător iar în alte cazuri efect favorabil chiar în dozaje mici (0,005%). Adăugarea coagulantului (pînă la începerea coagulării) se face sub agitare energetică.

Evitarea pompării și agitării. Toate acțiunile care provoacă turbulențe (fărîmițarea granulelor suspensiei) trebuie evitate. Uneori însă — de exemplu, după tratarea cu coagulant și omogenizarea acestuia, în apa tratată, printr-o scurtă agitare energică — este bine să urmeze o agitare lentă a lichidului cu scopul ca flocoanele mici să se unească pentru a forma aglomerate mai mari.

Diluarea suspensiei. Diluarea îmbunătățește filtrarea prin micșorarea viscozității; trebuie însă considerată și cantitatea mărită a suspensiei. Uneori, reducerea prin diluare a concentrației electrolitice din suspensia inițială, produce peptizarea particulelor solide, transformîndu-le în coloizi care trec prin filtru. Același efect se constată și cînd apa de spălare este mult recirculată (pierderi de electroliți prin adsorbția lor de către precipitat); în aceste cazuri se va adăuga electrolit (de exemplu, adăugare de alaun, la filtrarea caolinului).

Sedimentarea prealabilă sau prefiltrare. Eliminînd o parte din particulele mari ale suspensiei inițiale, sedimentarea și prefiltrarea îmbunătățesc filtrarea finală ca efect al micșorării stratului de precipitat. Se aplică cînd suspensia are un conținut mare de fază solidă și se cere un filtrat limpede.

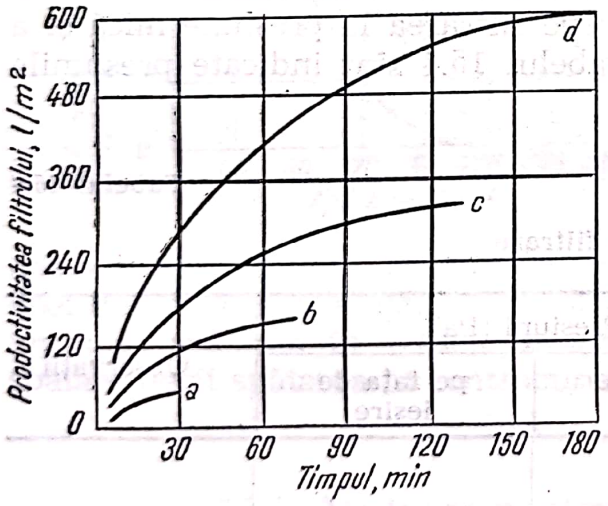


Fig. 15.3. Efectul adaosurilor de kieselgur:

a — fără kieselgur; *b* — cu kieselgur fin; *c* — cu kieselgur mijlociu; *d* — cu kieselgur mare.

Adaosuri de materiale auxiliare. Adaosurile pulverulente sau fibroase care formează cu faza solidă a suspensiei precipitate afînate, permeabile, absorbante, îmbunătățesc filtrarea. Deseori folosirea materialelor auxiliare fac posibile unele filtrări dificile. Astfel de materiale auxiliare sînt: kieselgur-ul (material inert, foarte adsorbant), fibrele de azbest, rumegușul de lemn, hîrtia destrămată, celuloza, pămîntul decolorant, talcul, cărbunele activ, manganul ș.a. Materialul auxiliar se depune pe suprafața filtrului pentru a forma un strat adsorbant sau se adaugă continuu, într-un dozaj convenabil, de obicei foarte mic (0,01—0,05% din greutatea fazei solide), împreună cu suspensia inițială; ultima metodă este mai eficace. Pentru că efectul adaosurilor nu poate fi prevăzut este nevoie de încercări experimentale pentru alegerea materialului eficace și dozajul

Scanned with OKEN Scanner

optim. În fig. 15.3 se arată acțiunea de îmbunătățire a filtrării prin folosirea kieselgur-ului de diferite granulații. Impurificarea precipitatului, cu materialul auxiliar adăugat, restrînge aplicarea acestui procedeu.

15.3. Teoria filtrării

Filtrarea este o operație care decurge în regim dinamic (nestaționar) și care depinde de un număr mare de factori. Potrivirea la valori convenabile a acestor factori reclamă experiență și răbdare. De aceea, se caută să se evite operațiile de filtrare atunci cînd este posibil. Tot din cauza numărului mare de factori, nu se poate dezvolta o teorie destul de simplă, pentru a fi utilă din punct de vedere practic, fără simplificări importante.

Teoriile simple existente țin seamă numai de o parte din factorii care intervin în operația de filtrare. Totuși, ele explică desfășurarea generală a operației și, dacă sînt completate cu determinări experimentale, pot servi la proiectarea filtrelor și la conducerea rațională a filtrării.

15.3.1. Teoria filtrului ideal

Cea mai simplă teorie se bazează pe noțiunea filtrului ideal. Filtrul ideal este un strat permeabil, cu fețe paralele, permeabilitatea lui rezultînd din pori cilindrici, cu diametre egale (între ele) și constante pe întreaga lungime a porilor; porii sînt perpendiculari și uniform repartizați pe fețele stratului.

Printr-un singur por, curgerea se face după legea lui Fanning (ecuația 8.104):

$$\Delta p = \lambda \frac{l}{d} \frac{w^2}{2} \rho \tag{15.1}$$

Deoarece curgerea în porii filtrului este laminară, $\lambda = 24/\mathrm{Re}$:

$$\Delta p = \frac{64}{\mathrm{Re}} \frac{l}{d} \frac{w^2}{2} \rho = 64 \frac{\eta}{dw\rho} \frac{l}{d} \frac{w^2}{2} \rho = 32\eta \frac{l}{d^2} w \tag{15.2}$$

În aceste două ecuații:

Δp este pierderea de presiune la trecerea lichidului prin porii filtrului, în Pa ($=\mathrm{kg/m \cdot s^2}$);
λ — coeficientul de frecare;
l — lungimea unui por, egală cu grosimea filtrului ideal, în m;
d — diametrul unui por, în m;
w — viteza lichidului în porii filtrului, în m/s;
ρ — densitatea lichidului, în $\mathrm{kg/m^3}$;
Re — numărul lui Reynolds;
η — viscozitatea (dinamică) a lichidului, kg/m·s.

Introducînd debitul de volum al lichidului care curge prin por

$$q = \frac{\pi d^2}{4} w \tag{15.3}$$

Scanned with OKEN Scanner

se obține:

$$q = \frac{\pi d^2}{4} \frac{\Delta p}{32 \eta l} d^2 \tag{15.4}$$

care poate fi scrisă în forma

$$q = \frac{\Delta p}{\frac{32\eta}{d^2} \cdot \frac{l}{\frac{\pi d^2}{4}}} \tag{15.5}$$

asemănătoare cu ecuația lui *Ohm* pentru trecerea curentului electric printr-un conductor:

$$I = \frac{\Delta E}{\rho_c \frac{l}{\frac{\pi d^2}{4}}} \tag{15.6}$$

dacă se înlocuiește:

— intensitatea curentului electric I	cu debitul q al lichidului;
— pierderea de tensiune ΔE	cu pierderea de presiune Δp;
— lungimea l a conductorului	cu lungimea l a unui por;
— diametrul d a conductorului	cu diametrul d al porului;
— rezistența electrică ρ_c a conductorului	cu rezistența hidraulică $32\eta/d^2$.

Singura diferență structurală între ecuațiile (15.5) și (15.6) este faptul că rezistența electrică a conductorului este constantă, pe cînd la filtrare rezistența hidraulică variază cu diametrul conductorului (porului).

15.3.2. Teoria filtrării prin stratul de precipitat

Această teorie consideră numai filtrarea prin reținerea fazei solide din suspensie de către stratul de precipitat și neglijează contribuția suprafeței filtrante al cărui rol rămîne numai cel de suport al stratului de precipitat. În aceste condiții, filtrarea se aseamănă cu curgerea unui lichid printr-un strat granular; deosebirea constă în creșterea în timp a grosimii stratului (și a rezistenței hidraulice), tocmai din cauza reținerii continue de noi cantități de fază solidă din suspensie.

Ecuația generală de curgere:

$$\text{Debitul} = \frac{\text{Forța care provoacă curgerea}}{\text{Rezistența care se opune curgerii}} \tag{15.7}$$

aplicată în cazul filtrării

$$Q = \frac{dV}{d\tau} = \frac{\Delta p}{R}, \tag{15.8}$$

în care:

Q este debitul de volum al filtratului, în m^3/s;
V — volumul de filtrat trecut prin filtru pînă la momentul τ, în m^3;

Scanned with OKEN Scanner

τ — timpul (durata) de la începutul filtrării pînă la momentul τ, în s;
Δp — pierderea de presiune la trecerea lichidului prin filtru, în Pa;
R — rezistența hidraulică a stratului de precipitat la momentul τ, în kg/(m^4·s).

Pentru un strat poros

$$R=\frac{5(1-\varepsilon)^2\sigma^2}{\varepsilon^3}\eta\frac{l}{A}=r\eta\frac{l}{A} \tag{15.9}$$

unde:
ε este porozitatea (sau fracția de goluri) a precipitatului, adimensională;
σ — suprafața specifică a granulelor de precipitat, în m^2/m^3;
η — viscozitatea (dinamică) a lichidului, în kg/m·s;
r = $5(1-\varepsilon)^2\gamma^2/\varepsilon^3$ — rezistența hidraulică specifică a stratului de precipitat (egală cu inversul permeabilității), în m^{-1};
l — grosimea stratului de precipitat, în m;
A' — aria suprafeței filtrului, în m^2.

Ecuația (15.9) arată rezistența hidraulică a stratului ca produs între o caracteristică a precipitatului (rezistența hidraulică specifică), o caracteristică a lichidului (viscozitatea) și o caracteristică a stratului (raportul l/A dintre grosime și arie).

Volumul stratului de precipitat format pînă în momentul τ este egal cu volumul fazei solide din volumul V de suspensie. Grosimea stratului de precipitat la timpul τ este egală cu volumul precipitatului împărțit cu aria filtrului

$$l=\frac{\varkappa V}{A} \tag{15.10}$$

$\varkappa$ fiind fracția volumică de fază solidă în suspensie.

Numai rareori rezistența specifică r a precipitatului rămîne constantă în timpul filtrării; de obicei ea variază din cauza tasării (compresibilității) și a neomogenității precipitatului. Variația rezistenței hidraulice cu compresibilitatea se consideră, în mod empiric, că este dată de ecuația

$$r=r_1(\Delta p)^s \tag{15.11}$$

în care: r_1 este o constantă reprezentînd rezistența specifică a precipitatului la $\Delta p=1$, iar s este un exponent; valorile r_1 și s se determină experimental.

Introducînd în ecuația (15.8) rezultatele din ecuațiile (15.10) și (15.11) se obține ecuația diferențială a filtrării prin stratul de precipitat:

$$\frac{dV}{d\tau}=A^2\frac{(\Delta p)^{1-s}}{r_1\eta\varkappa v} \tag{15.12}$$

Pentru integrarea acestei ecuații, este necesar să se precizeze condițiile în care se face filtrarea. De obicei ecuația se integrează pentru condițiile de: *a)* diferență constantă de presiune la filtrare (Δp=const.) și *b)* debit de filtrare constant ($dV/d\tau$=const.); alte condiții de filtrare mai pot fi: $\Delta p/V$=const. și $\Delta p/\tau$=const.

Scanned with OKEN Scanner

15.3.2.1. **Filtrarea la diferență de presiune constantă.** Acest mod de filtrare este cel mai obișnuit în practică. În aceste condiții, cu cît stratul de precipitat crește, cu atît debitul de filtrat scade, pînă la o valoare sub care continuarea operației nu mai este economică.

Din ecuația (15.12) se obține, după separarea variabilelor

$$\frac{V}{A^2}\,dV = \frac{(\Delta p)^{1-s}}{r_1 \eta \varkappa}\,d\tau \tag{15.13}$$

și integrarea

$$\left(\frac{V}{A}\right)^2 = 2\frac{(\Delta p)^{1-s}}{r_1 \eta \varkappa}\,\tau \tag{15.14}$$

sau

$$\left(\frac{V}{A}\right)^2 = K_1 \tau \tag{15.15}$$

în care constanta K are valoarea

$$K_1 = 2\frac{(\Delta p)^{1-s}}{r_1 \eta \varkappa} \tag{15.16}$$

15.3.2.2. **Filtrarea cu debit constant.** Acest mod de filtrare este mai greu de realizat: presiunea trebuie mărită pe măsură ce debitul tinde să scadă.

Cînd debitul este constant,

$$\frac{dV}{d\tau} = \frac{V}{\tau} \tag{15.17}$$

și ecuația (15.12) devine

$$\frac{V}{\tau} = A^2 \frac{(\Delta p)^{1-s}}{r_1 \eta \varkappa V} \tag{15.18}$$

sau

$$\left(\frac{V}{A}\right)^2 = K_2 (\Delta p)^{1-s} \tau$$

în care

$$K_2 = \frac{1}{r_1 \eta \varkappa}; \tag{15.19}$$

Dacă ecuația (15.18) se pune în forma:

$$\frac{1}{A^2}\left(\frac{V}{\tau}\right)^2 = K_2 \frac{(\Delta p)^{1-s}}{\tau} \tag{15.20}$$

se observă că termenul din stînga este constant și că, pentru a realiza o filtrare cu debit constant, diferența de presiune trebuie să varieze astfel încît

$$\frac{(\Delta p)^{1-s}}{\tau} = \text{const.} \tag{15.21}$$

Scanned with OKEN Scanner

15.3.3. Ecuația generală a filtrării prin stratul de precipitat

Ecuația

$$\left(\frac{V}{A}\right)^m = K(\Delta p)^n \tau \tag{15.22}$$

conține, drept cazuri particulare, pe cele analizate anterior:

— cu $m=2$, $n=0$, $K=K_1$, se obține ecuația (15.15) pentru filtrarea la diferență de presiune constantă;

— cu $m=2$, $n=1-s$, $K=K_2$, se obține ecuația (15.20) pentru filtrarea la debit constant.

Se consideră, în mod empiric, că ecuația generală (15.22) include și cazul precipitatului neomogen (cînd granulele mai mari ale suspensiei se depun mai repede și neuniform); în acest caz $m \neq 2$.

15.3.4. Spălarea precipitatului

Debitul apei de spălare este egal cu debitul filtratului la sfîrșitul filtrării.

La filtrarea cu diferență de presiune constantă, debitul filtratului la sfîrșitul filtrării este, după ecuațiile (15.14) și (15.16):

$$\frac{dV}{d\tau} = A^2 \frac{(\Delta p)^{1-s}}{r_1 \eta \varkappa V_f} = K_1 \frac{A^2}{2V_f} \tag{15.23}$$

unde:

τ_f este timpul, la sfîrșitul filtrării;

V_f — volumul filtratului pînă la sfîrșitul filtrării, dedus din ecuația (15.15) în care s-a înlocuit τ cu τ_f.

$$V_f = A\sqrt{K_1 \tau_f}. \tag{15.24}$$

Din ecuația (15.23) și (15.24) se deduce debitul apei de spălare

$$Q_A = \left(\frac{dV}{d\tau}\right)_{\tau=\tau_f} = \frac{A}{2}\sqrt{\frac{K_1}{\tau_f}} \tag{15.25}$$

care se menține constant în tot timpul spălării.

Exemplu. O suspensie a fost filtrată printr-un filtru experimental cu suprafața de 90 cm² la diferite diferențe de presiune, cu rezultatele din tabelul 15.5. Se cere să se determine caracteristicile m, n, K din ecuația generală a filtrării (15.22)

a) *Exponentul m.* Pentru diferența de presiune constantă, ecuația generală a filtrării (15.22):

$$\left(\frac{V}{A}\right)^m = K(\Delta p)^n \tau \tag{15.26}$$

poate fi scrisă în forma:

$$\lg \tau = m(\lg V - \lg A) = \lg K_p \tag{15.27}$$

în care $K_p = K(\Delta p)^n$.

Scanned with OKEN Scanner

Tabelul 15.5

Volumul filtratului în funcție de presiune și de timp

Presiune Δp, [Pa]							
$7{,}03 \cdot 10^5$		$5{,}27 \cdot 10^5$		$3{,}51 \cdot 10^5$		$1{,}76 \cdot 10^5$	
Timpul τ [min]	Volumul V [cm³]	Timpul τ [min]	Volumul V [cm³]	Timpul τ [min]	Volumul V [cm³]	Timpul τ [min]	Volumul V [cm³]
1,25	60	2,25	80	2,00	70	2,00	60
2,92	100	4,00	110	3,75	100	3,92	90
6,00	150	6,17	140	6,00	130	6,50	120
8,33	180	8,75	170	8,83	160	9,67	150
11,25	210	11,92	200	12,17	190	13,33	180
14,50	240	15,58	230	16,00	220	17,67	210
18,33	270	19,67	260	20,42	250	22,58	240
22,58	300	24,42	290	25,33	280	28,17	270
27,50	330	29,50	320	30,83	310	34,42	300
32,84	360	35,50	350	37,08	340	41,58	330
				42,58	360	49,08	358

Ecuația (15.27) reprezintă, într-o diagramă logaritmică $\lg V$, $\lg \tau$, un fascicul de drepte paralele cu panta egală cu m, fig. 15.4, *a* (în această figură s-a omis termenul — $\lg A$ care nu modifică valoarea lui m). Pentru că există patru serii de date, se ia media valorilor m, obținute măsurînd pe diagramă coeficientul unghiular al celor patru drepte

$$m=(1{,}92+1{,}86+1{,}89+1{,}88):4=1{,}89 \qquad (15.28)$$

b) *Exponentul n.* Dacă se înlocuiește, în ecuația (15.26), m cu valoarea dedusă anterior, se obține pentru un volum oarecare de filtrat, de exemplu $V=100$ cm³,

$$\left(\frac{100}{10}\right)^{1,89}=K(\Delta p)^n \tau_{100} \qquad (15.29)$$

unde τ_{100} este intervalul de timp în care s-au cules 100 cm³ de filtrat.

Prin logaritmare, se obține

$$\lg \tau_{100}=\lg \frac{1{,}22}{K}-n\lg(\Delta p) \qquad (15.30)$$

care într-o diagramă ($\lg \Delta p$, $\lg \tau_{100}$) reprezintă ecuația unei drepte. În diagrama din fig. 15.4, *b*, s-a construit această dreaptă cu valorile $\tau_{100}=2{,}57$, 3,15, 3,64 și 4,40 min citite pe diagrama din fig. 12.4, *a*, pentru presiunile $\Delta p=7{,}03 \cdot 10^5$, $5{,}27 \cdot 10^5$, $3{,}51 \cdot 10^5$ și $1{,}76 \cdot 10^5$ Pa.

Coeficientul unghiular al acestei drepte este $-n=-0{,}38$, deci

$$n=0{,}38 \qquad (15.31)$$

c) *Coeficientul K.* Pentru $\Delta p=10^5$ Pa, ordonata dreptei din diagrama 15.4, *b* este la 5,8 min și, în conformitate cu ecuația (15.30)

$$\lg 5{,}8=\lg \frac{1{,}22}{K}-n \lg 10^5 \qquad (15.32)$$

Scanned with OKEN Scanner

de unde, cu $n=0{,}38$, se obține

$$K=\frac{1{,}22}{5{,}8\cdot 10^{1{,}90}}=2{,}65\cdot 10^{-3} \qquad (15.33)$$

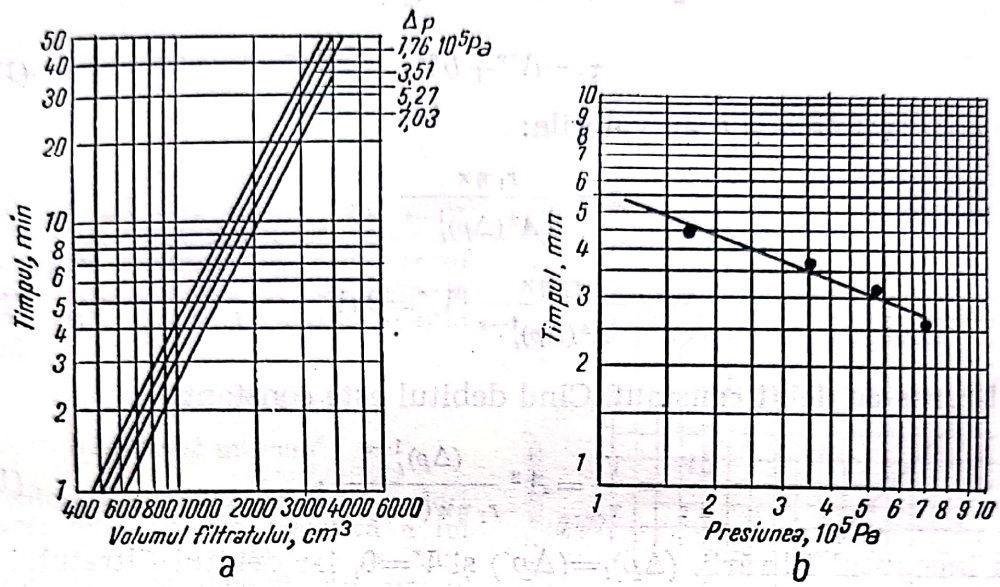


Fig. 15.4. Diagrama pentru exemplul de la pag. 22, pentru calculul exponenților m și n și al coeficientului k.

Concluzii asupra caracteristicilor precipitatului:

1) precipitatul este omogen, deoarece valoarea exponentului $m=1{,}89$ este apropiată de valoarea $m=2$ caracteristică precipitatelor omogene,

2) precipitatul este foarte compresibil, deoarece valoarea exponentului $n=0{,}38$ este mult depărtată de valoarea $n=1$, caracteristică precipitatelor necompresibile.

15.3.5. Teoria filtrării prin stratul de precipitat, cu considerarea suportului

Cînd rezistența hidraulică a suportului nu este neglijabilă, se introduce în ecuația (15.12) următoarele modificări:

— se înlocuiește diferența de presiune (Δp) cu diferența totală de presiune $(\Delta p)_t=(\Delta p)+(\Delta p')$, în care se include și diferența de presiune $(\Delta p')$ necesară pentru trecerea filtratului prin suport;

— se include, de asemenea, și rezistența hidraulică a suportului exprimată prin volumul V' de filtrat care ar crea un strat de precipitat cu aceeași rezistență hidraulică ca a suportului.

Cu aceste modificări, ecuația (16.12) devine

$$\frac{dV}{d\tau}=A^2\frac{(\Delta p)_t^{1-s}}{r_1\eta\varkappa(V+V')}; \qquad (15.34)$$

Filtrarea la diferență totală de presiune constantă. Prin separarea variabilelor și integrarea ecuației (15.34) la $(\Delta p)_t$ constantă

$$\int_0^V (V+V')dV=A^2\frac{(\Delta p)_t^{1-s}}{r_1\eta\varkappa}\int_0^\tau d\tau \qquad (15.35)$$

se obține:

$$\frac{1}{2}V^2+V'V=A^2\frac{(\Delta p)_t^{1-s}}{r_1\eta\varkappa}\tau \tag{15.36}$$

sau

$$\tau=aV^2+bV \tag{15.37}$$

în care constantele a și b au valorile:

$$a=\frac{r_1\eta\varkappa}{2A^2(\Delta p)_t^{1-s}}$$

$$b=\frac{r_1\eta\varkappa}{A^2(\Delta p)_t^{1-s}}V'=2aV' \tag{15.31}$$

Filtrarea cu debit constant. Cînd debitul este constant,

$$\frac{dV}{d\tau}=\frac{V}{\tau}=A^2\frac{(\Delta p)_t^{1-s}}{r_1\eta\varkappa(V+V')}. \tag{15.40}$$

La începutul filtrării, $(\Delta p)_t=(\Delta p')$ și $V=0$, iar debitul filtratului este:

$$\frac{V}{\tau}=A^2\frac{(\Delta p')^{1-s}}{r_1\eta\varkappa V'}. \tag{15.41}$$

Eliminînd pe V' din ultimele două ecuații, rezultă,

$$V^2=\frac{A^2}{r_1\eta\varkappa}[(\Delta p)_t^{1-s}-(\Delta p')^{1-s}]\tau \tag{15.42}$$

Exemplu. Să se determine valorile constantelor a și b din ecuația (15.37) cu ajutorul rezultatelor experimentale de filtrare, la diferență constantă de presiune, din tabelul 15.6.

Tabelul 15.6

Determinarea experimentală la presiune constantă

Volumul V [cm³]	Timpul τ [min]	ΔV [cm³]	$\Delta\tau$ [min]	$\Delta\tau/\Delta V$ [min/cm³]
60	1,25			
100	2,92	40	1,67	0,042
150	6,00	50	3,08	0,062
180	8,33	30	2,33	0,078
210	11,25	30	2,92	0,097
240	14,50	30	3,25	0,108
270	18,33	30	3,83	0,128
300	22,58	30	4,25	0,142
330	27,50	30	4,92	0,164
360	32,84	30	5,34	0,178

Introducînd două dintre datele experimentale pentru τ și V (din tabelul 15.6) în ecuația (15.37), se obține un sistem de două ecuații, care se rezolvă pentru necunoscutele a și b.

Scanned with OKEN Scanner

Valori mai bune, rezultînd din folosirea tuturor datelor disponibile, se obțin diferențînd ecuația (15.37):

$$\frac{dV}{d\tau} = 2\,aV + b \tag{15.43}$$

Trecînd la diferențe finite,

$$\frac{\Delta V}{\Delta \tau} = 2\,aV + b \tag{15.44}$$

Valorile lui $\Delta V/\Delta\tau$, calculate cu această expresie, sînt înscrise în ultima coloană a tabelului 15.6. Cu ajutorul lor, se construiește diagrama din fig. 15.5.

Dreapta rezultată are coeficientul unghiular egal cu $2a$ și ordonata la origine egală cu b; în cazul acestui exemplu

$$a = 2{,}50 \cdot 10^{-4}\ \text{min/cm}^6$$

$$b = -0{,}002\ \text{min/cm}^3$$

Constantele a și b nu pot avea valori negative; mica valoare negativă a lui b, din acest exemplu, provine probabil din erori experimentale și aproximații.

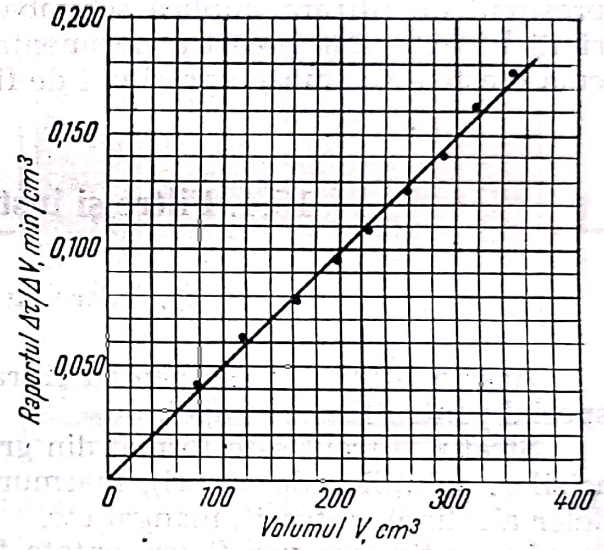


Fig. 15.5. Diagrama V, $\Delta V/\Delta\tau$ pentru exemplul de la pag. 25.

15.3.6. Considerații asupra ecuațiilor filtrării

Valoarea exponentului s variază între 0 și 1. Pentru precipitate necompresibile ($s=0$), formate din particule tari, rezistente la deformări, debitul filtrului este proporțional cu diferența de presiune (Δp). Pentru precipitate foarte compresibile ($s=1{,}0$), formate din particule moi, deformabile, debitul — așa cum arată ecuația (15.12) — este independent de (Δp).

Filtrări la diferența constantă de presiune sînt, mai cu seamă, cele în filtre deschise, în care nivelul lichidului pe filtru este menținut constant. Este preferabil a începe filtrarea cu (Δp) mic, pentru formarea stratului filtrant de precipitat (evitarea unui filtrat tulbure) și a continua apoi filtrarea cu presiune mai mare pentru a mări productivitatea filtrului.

Cînd filtrele sînt alimentate de pompe centrifuge, desfășurarea filtrării depinde de caracteristicile debit-presiune ale pompelor: la începutul filtrării, pompa funcționează aproximativ cu debit constant și, apoi, aproximativ la presiune constantă. De fapt funcționarea decurge într-un regim variabil, intermediar, în care presiunea crește și debitul descrește.

Pentru fiecare filtrare există o grosime finală optimă de precipitat, a cărei determinare se poate face pe considerații tehnologice și economice: o grosime mică a precipitatului corespunde unei productivități mai mari a filtrului, dar prezintă următoarele dezavantaje: 1) desprinderea mai grea a turtei de precipitat, 2) durată de spălare a precipitatului și de re-

Scanned with OKEN Scanner

generare a suprafeței de filtrare egale cu cele cînd se lucrează cu grosimi mai mari de precipitat, 3) mai multe operații de spălare și regenerare la aceeași cantitate filtrată și 4) uzura specifică mai mare a pînzelor filtrante.

Mărimea particulelor influențează în sens invers rezistența hidraulică a precipitatului: particulele mai mari și aglomeratele (rezultate, de exemplu, prin adaosuri coagulante) filtrează mai ușor. Spălarea precipitatelor formate din particule mai mari este mai grea (necesită mai mult lichid de spălare).

Utilitatea principală a ecuațiilor filtrării constă în obținerea informațiilor necesare pentru schimbarea unor condiții de filtrare: concentrația suspensiei, grosimea finală a stratului (turtei) de precipitat ș.a. Schimbarea presiunii de filtrare implică schimbarea valorii exponentului s și a mărimii V'; cîteva încercări experimentale sînt necesare pentru a putea calcula efectele schimbării presiunii de filtrare.

15.4. Filtre și instalații de filtrare

15.4.1. Filtre cu strat granular

Aceste filtre servesc pentru filtrarea debitelor mari de suspensie, în special pentru filtrarea apei.

Stratul filtrant este format din granule de nisip (pentru filtrarea apei, acizilor, soluțiilor de săruri), marmură sau calcar (pentru filtrarea lichidelor alcaline), antracit, mangal etc.

În continuare vor fi prezentate filtrele cu strat granular pentru filtrarea apei.

15.4.1.1. **Filtre lente.** Filtrele lente sînt bazine paralelipipedice sau cilindrice metalice sau, mai ales, din beton, care conțin un strat filtrant granular sprijinit pe bulgări mari și pietriș fie pe o placă perforată sau poroasă.

Un bun suport pentru stratul filtrant este arătat în fig. 15.6; este format din plăci pătrate din beton în care, la turnarea mortarului (ciment+nisip), sînt lăsate șanțuri, cu secțiune triunghiulară, terminate la partea inferioară cu o fantă; șanțurile sînt umplute cu pietriș ales (de 8—10 mm), turnat în șanțuri după ce a fost introdus în lapte de ciment. Prin întărirea cimentului, granulele de pietriș se lipesc între ele și de pereții șanțului, formînd o masă cu pori mari, suficient de rezistentă pentru secțiunea stratului filtrant și cu mare permeabilitate la trecerea filtratului.

Stratul filtrant — de obicei nisip — este compus din mai multe straturi suprapuse de granulometrie descrescîndă spre suprafața unde este un strat de 60—120 cm grosime de nisip fin (0,5—1,0 mm).

La punerea în funcțiune a unui filtru lent se lasă să treacă apa, de jos în sus, prin stratul filtrant pentru a îndepărta aerul dintre granulele materialului filtrant, apoi se schimbă sensul de trecere al apei, lăsînd-o să treacă de sus în jos, în sensul normal de filtrare. Timp de 10—20 de ore de la pornire, filtratul este tulbure; filtratul devine limpede abia după ce la suprafața stratului filtrant se formează o „membrană biologică", care,

Scanned with OKEN Scanner

pe lîngă efectul de limpezire (reținerea suspensiilor fine), are și un foarte eficient efect sterilizant (oprirea microorganismelor).

Apa filtrează încet, cu viteză de 0,1—0,5 m/h, sub presiunea hidrostatică a unui strat de apă de aproximativ un metru, care trebuie menținut

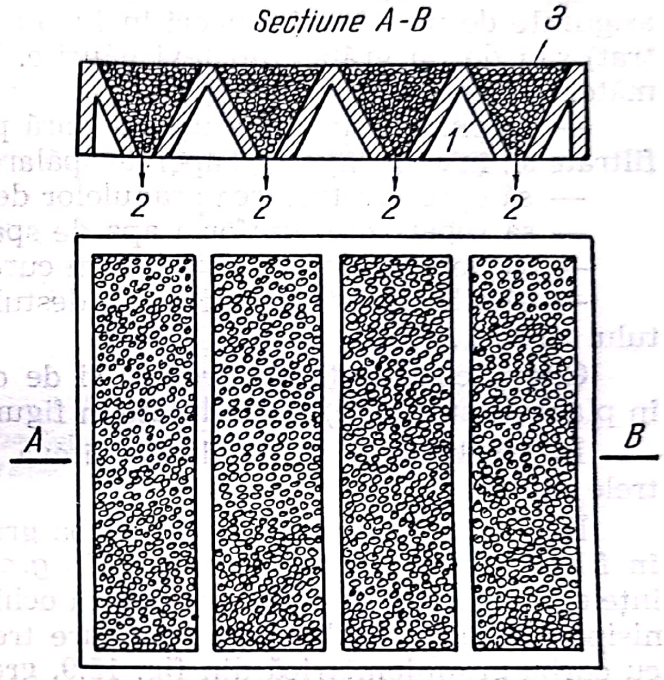


Fig. 15.6. Suport pentru stratul filtrant:

1 — pereții șanțurilor; *2* — fantă; *3* — pietriș de 8—10 mm, fixat după înmuiere în lapte de ciment.

deasupra nisipului. Cînd debitul filtrului scade, din cauza colmatării, sub limita de economicitate, filtrul este curățat prin îndepărtarea stratului de nămol și a unui strat de 2—5 cm de nisip de la suprafață. Dacă această curățire nu mai este satisfăcătoare (colmatare în adîncime), atunci filtrul trebuie regenerat prin spălarea sau înlocuirea întregului strat de nisip și formarea din nou a stratului filtrant. După conținutul de materii în suspensie al apei brute, filtrul lent se colmatează în cîteva luni.

Filtrele lente sînt construcții simple, necesită o supraveghere minimă, obțin un filtrat limpede și au efect sterilizant; productivitatea lor este însă redusă și necesită multă manoperă pentru curățirea și regenerarea stratului filtrant. Din cauza acestor dezavantaje, filtrele lente au fost înlocuite cu filtre rapide.

15.4.1.2. **Filtre rapide.** Filtrele rapide realizează viteze mari de filtrare prin folosirea unui nisip mai mare, prin absența membranei biologice și prin decolmatarea (spălarea) frecventă a stratului filtrant. Coagularea și decantarea prealabilă a apei îmbunătățesc mult condițiile de filtrare, inclusiv creșterea productivității filtrului.

Apa filtrează de sus în jos sub presiunea hidrostatică a unui strat de apă brută sau — la filtrele rapide închise — sub presiunea de pompare. Filtrul este colectat printr-un drenaj (fig. 15.7) sau se colectează sub placa perforată care susține stratul filtrant. Cînd debitul filtratului scade sub limita economică, se întrerupe alimentarea cu apă brută și filtrul se spală (se regenerează) trecînd — cu viteză mare, apă curată în sens invers sensului de filtrare. Filtratul tulbure care trece imediat după filtrare, se elimină. Filtrele rapide nu au efect sterilizant apreciabil.

Scanned with OKEN Scanner

Pentru o bună spălare, este necesară o afînare a stratului de nisip (cu o mărire de volum de 40—50%); pentru aceasta se folosesc următoarele mijloace: a) spălarea cu apă plus aer comprimat, b) spălare cu debit mare de apă sub presiune, c) mijloace mecanice (greble).

Evacuarea apei filtrate și introducerea apei (și aerului) la spălare sînt asigurate de un drenaj (uneori inclus în placa de susținere a stratului filtrat) sau de un grătar din țevi găurite. Drenajul trebuie să satisfacă următoarele cerințe:

— să permită trecerea ușoară (fără pierdere mare de presiune) a apei filtrate și, în sens invers, a apei de spălare;

— să oprească trecerea granulelor de nisip;

— să repartizeze uniform apa de spălare pe toată secțiunea filtrului;

— să fie ușor demontabil pentru curățare sau înlocuire;

— să aibă rezistență mecanică destul de mare pentru susținerea stratului filtrant.

Cîteva construcții de drenaje și de *crepine* (piese de drenaj montate în placa de susținere) sînt schițate în figurile (15.7) și (15.8).

În tabelul 15.7 sînt indicate cîteva date practice în legătură cu filtrele rapide.

În fig. 15.9 este prezentată curba granulometrică a unui nisip folosit în filtrele pentru filtrarea apei. Prin *grad de uniformitate* al nisipului se înțelege raportul d_{80}/d_{10} dintre latura ochiului sitei prin care trec 80% din nisip și latura ochiului sitei prin care trec 10% din nisip. Pentru nisipul cu curba granulometrică din fig. 15.9, gradul de uniformitate este:

$$\frac{d_{80}}{d_{20}} = \frac{0{,}87}{0{,}52} = 1{,}67 \qquad (15.45)$$

a) *Filtrele rapide deschise* mici se construiesc din tablă de oțel și au formă cilindrică, iar filtrele mari se construiesc din beton și au formă paralelipipedică.

În filtrul schițat în fig. 15.10, apa filtrează de sus în jos, filtratul este colectat de un drenaj care servește și pentru repartizarea uniformă a apei de spălare; aerul comprimat (pentru afînarea nisipului în timpul spălării) este repartizat de un alt grătar din țevi găurite situat la jumătatea grosimii stratului de nisip. O rigolă periferică, la partea superioară a recipientului, are rolul de a liniști curentul de apă brută, la intrarea în filtru, și de a colecta apa de spălare. Instalația este formată din perechi de filtre dispuse simetric față de o axă de simetrie (din stînga figurii). Un canal comun colectează apa filtrată.

b) *Filtre rapide închise, cu spălare cu apă și aer.* Aceste filtre (fig. 15.11) sînt formate dintr-o manta metalică, cu două funduri, în care se găsește stratul de nisip sprijinit pe o placă de susținere, filtrantă, alcătuită din două table perforate, avînd între ele o sită. În spațiul de sub placa filtrantă se găsește un grătar din țevi găurite, prin care un injector cu abur suflă aer comprimat în timpul spălării.

În perioada de filtrare, apa brută, intrată prin racordul de alimentare, întîlnește o placă de liniștire care împiedică formarea unui crater în stratul de nisip, traversează nisipul și iese din filtru prin conducta de apă filtrată.

Scanned with OKEN Scanner

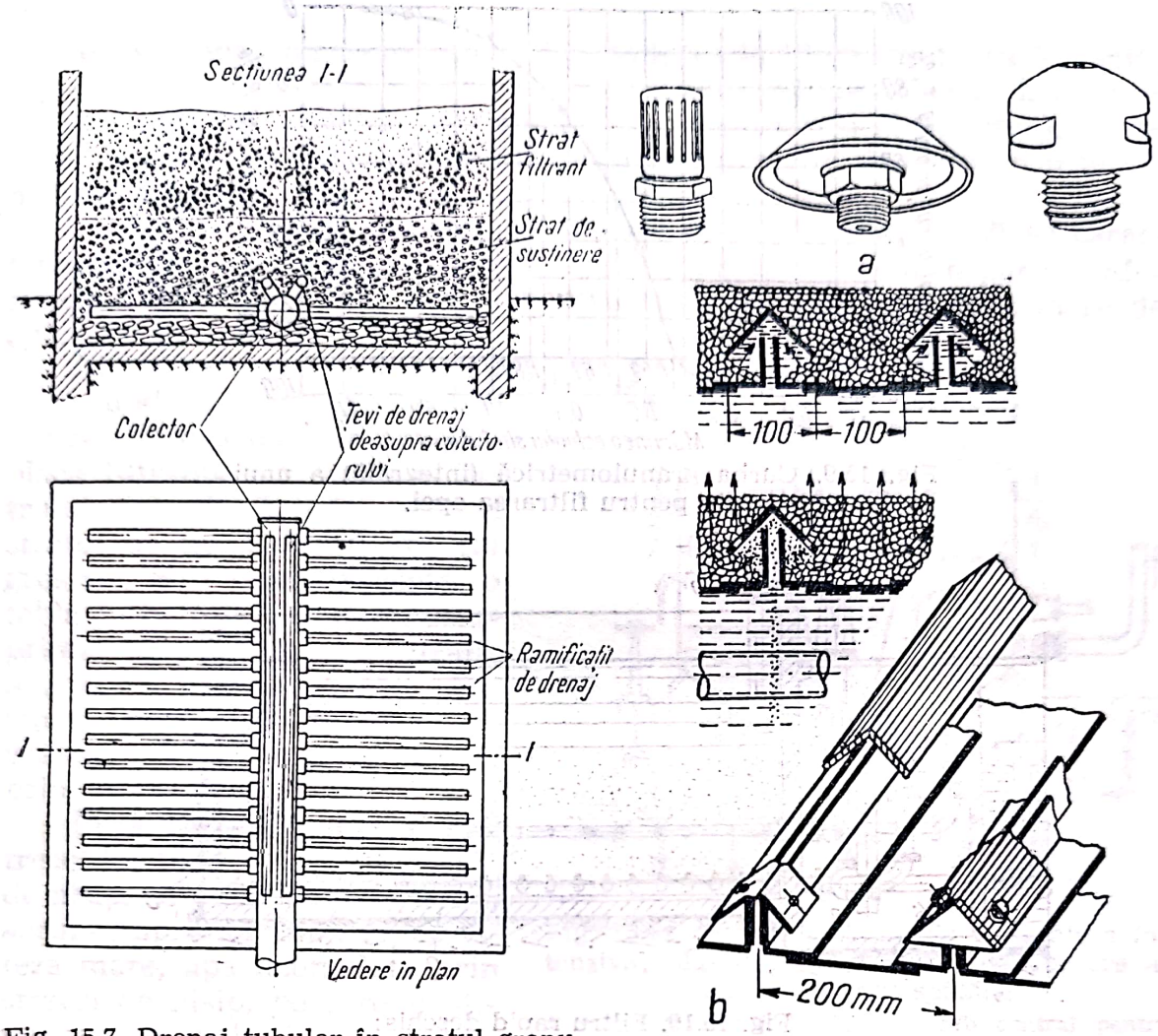


Fig. 15.7. Drenaj tubular în stratul granular de susținere.

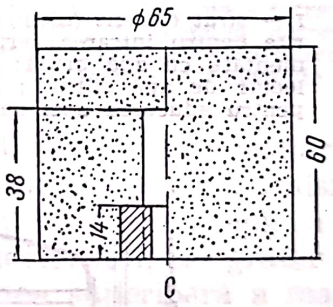


Fig. 15.8. Drenaj cu crepine:
a — crepine; *b* — drenaj cu fante; *c* — crepină din material poros.

Tabelul 15.7

Date practice pentru filtrele rapide

Viteza de filtrare		
— normal	2—5	m/h
— excepțional	25—100	m/h
Dilatarea (afinarea) stratului de nisip în timpul spălării	40—50	%
Debitul apei de spălare	18—30	$m^3/(m^2 \cdot h)$
Debitul aerului comprimat în timpul spălării	65—90	$m^3/(m^2 \cdot h)$
Suprapresiunea aerului comprimat	$0,4 \cdot 10^5$—$0,5 \cdot 10^5$	Pa
Viteza aerului în orificiile țevilor	25—30	m/s
Grosimea stratului filtrat	0,6—1,0	m
Granulometria nisipului	1—2	mm
Gradul de neuniformitate a nisipului (v. 15.4.1.2)	1,3—1,7	—

Scanned with OKEN Scanner

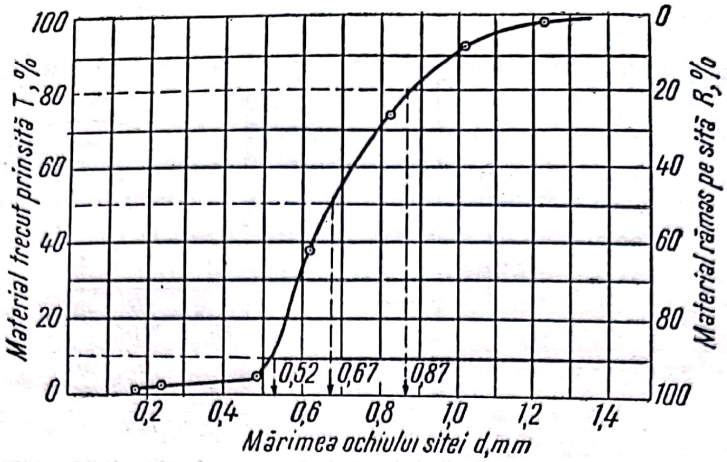


Fig. 15.9. Curba granulometrică (integrală) a unui nisip pentru filtrarea apei.

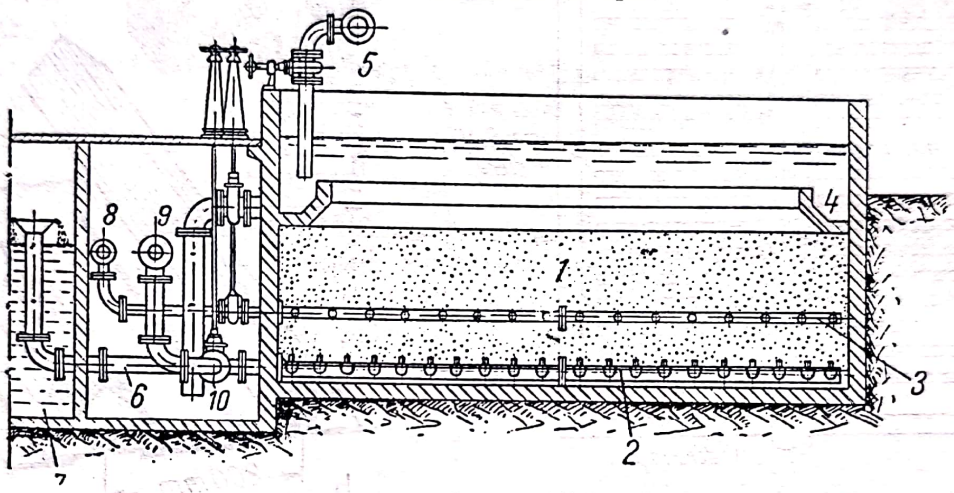


Fig. 15.10. Filtru rapid deschis:

1 — strat filtrant (nisip); *2* — placa de susținere cu crepine; *3* — țevi găurite pentru intrarea aerului comprimat; *4* — rigolă; *5* — conductă de alimentare cu apă brută; *6* — conductă pentru apa filtrată; *7* — canal colector de apă filtrată; *8* — conductă de aer comprimat; *9* — conductă pentru aducerea apei de spălare; *10* — conductă pentru evacuarea apei de spălare.

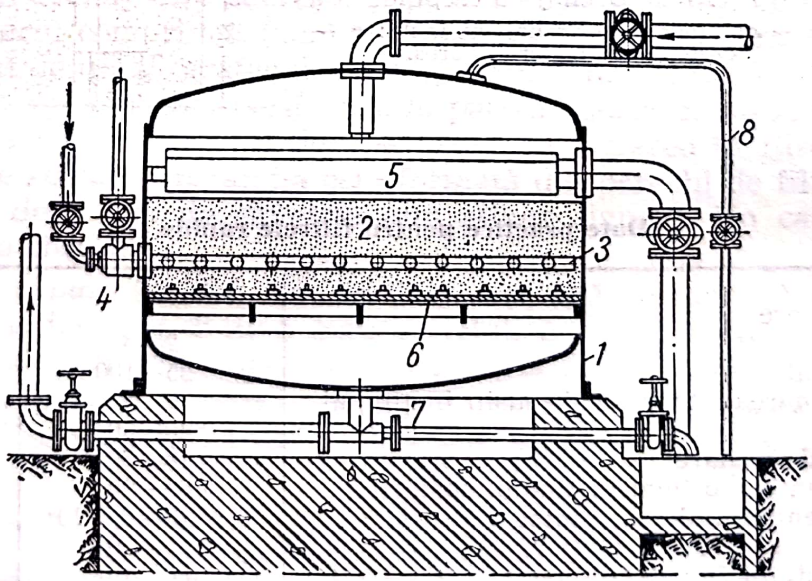


Fig. 15.11. Filtru rapid închis, cu spălare cu apă și aer:

1 — mantaua filtrului; *2* — stratul filtrant (nisip); *3* — distribuitorul de aer; *4* — injector cu abur; *5* — rigolă (sau placă) de liniștire; *6* — placă de susținere, filtrantă; *7* — conductă de golire; *8* — conductă de aerisire.

Scanned with OKEN Scanner

În perioada de spălare, apa (filtrată) intră în filtru sub placa filtrantă, trece de jos în sus prin stratul de nisip și este evacuată la canal. Înainte de începerea perioadei de spălare și pe toată durata ei (5—10 min), injectorul cu abur introduce aer (pentru afînarea stratului de nisip) prin țevile distribuitorului de aer.

c) *Filtrele rapide închise, cu spălare intensivă* (fig. 15.12) se caracterizează prin înmagazinarea unei cantități de apă filtrată în partea inferioară a filtrului și folosirea ei pentru spălare rapidă, cu debit mare de apă.

Într-o manta cilindrică, cu două funduri, se găsește un tub central de evacuare la canal și placa filtrantă (ca aceea a filtrului precedent), care susține stratul de nisip de 60—70 cm grosime. Sub placa filtrantă, o tablă curbată face ca aerul comprimat să preseze apa filtrată, acumulată în acest spațiu, pentru a trece — în perioada de spălare — în sens ascendent prin stratul de nisip.

În perioada de filtrare, apa trece din sus în jos prin stratul de nisip. În perioada de spălare, aerul comprimat împinge, cu viteza mare, apa acumulată prin stratul de nisip, pe care îl afînează și îl spală, într-un interval scurt de timp (circa 40 s). Apa de spălare este evacuată prin tubul central.

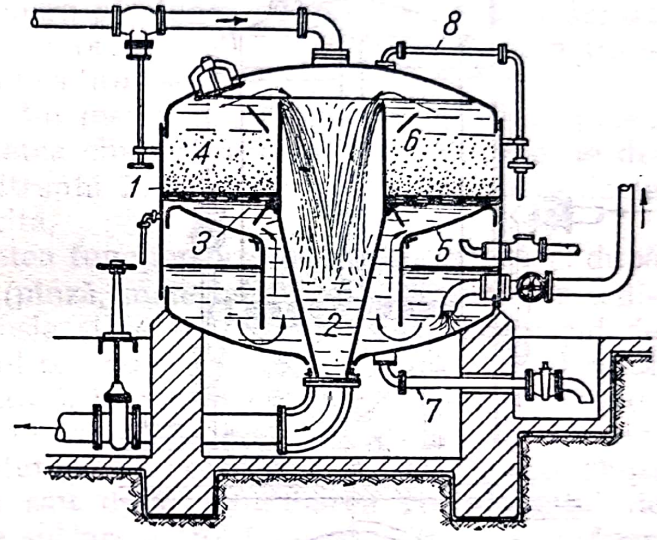


Fig. 15.12. Filtru rapid închis cu spălare intensivă; săgețile indică sensul de curgere al apei în timpul spălării

1 — mantaua cilindrică; *2* — tub central pentru evacuarea apei de spălare; *3* — placă filtrantă; *4* — strat filtrant de nisip; *5* — tablă despărțitoare; *6* — tablă pentru dirijarea și repartizarea apei; *7* — conductă de golire; *8* — conductă de aerisire.

d) *Filtre Bollmann.* Aceste filtre (fig. 15.13) realizează o spălare normală și — la intervale de timp mai mari — o spălare intensivă a nisipului. Sînt formate dintr-o manta cilindro-conică, un injector cu apă la vîrful inferior al mantalei, un tub axial deasupra injectorului, un grătar colector din țevi găurite, o rigolă periferică la partea superioară a mantalei.

Pentru filtrare, apa brută intră în rigolă, deversează peste marginea rigolei, străbate stratul filtrant de nisip și este colectată ca apă filtrată prin grătarul de țevi găurite.

Pentru spălarea normală, apa filtrată este introdusă, în sens invers, prin țevile găurite, care o repartizează în mod uniform în stratul de nisip și este evacuată la canal prin rigola superioară.

Pentru spălarea intensivă, se pune în funcțiune injectorul, jetul de apă antrenează granulele de nisip care sînt spălate individual pe parcursul ascendent prin tubul central. Apa de spălare este evacuată tot prin rigola superioară.

e) *Filtre Bollmann cu filtrare orizontală.* O variantă a filtrelor Bollmann are particularitatea filtrării în direcție orizontală. Într-o manta ci-

Scanned with OKEN Scanner

lindrică verticală, se găsesc țevi găurite, verticale, așezate în două cercuri concentrice (fig. 15.14) cercul periferic, în legătură cu un canal circular inferior, servește pentru distribuția apei brute și la colectarea apei de

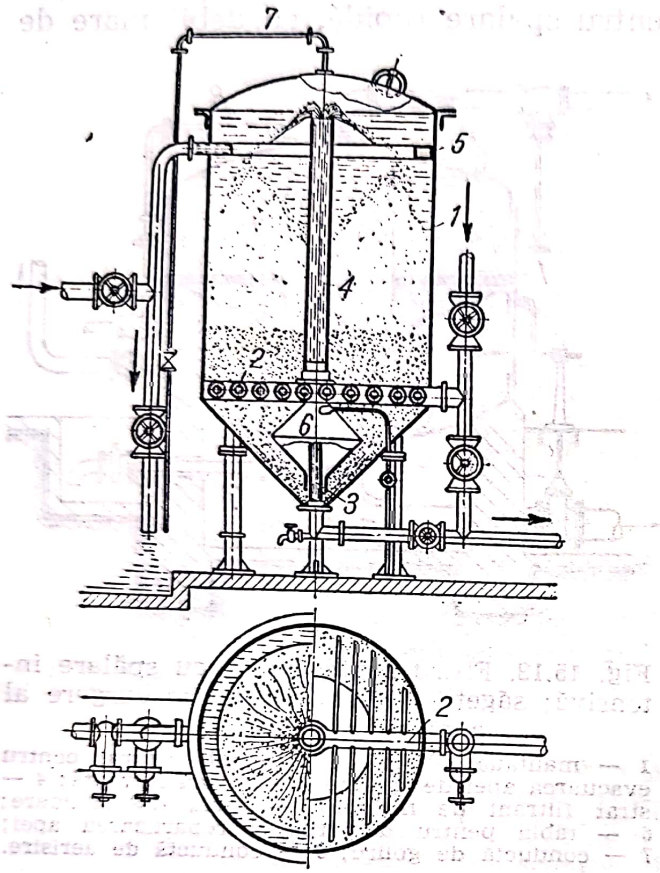


Fig. 15.13. Filtru *Bollmann*:
1 — mantaua cilindro-conică; *2* — drenaj din țevi găurite; *3* — injector cu apă; *4* — tub central; *5* — rigolă; *6* — dublu con de tablă pentru dirijarea nisipului spre injector; *7* — conductă de aerisire.

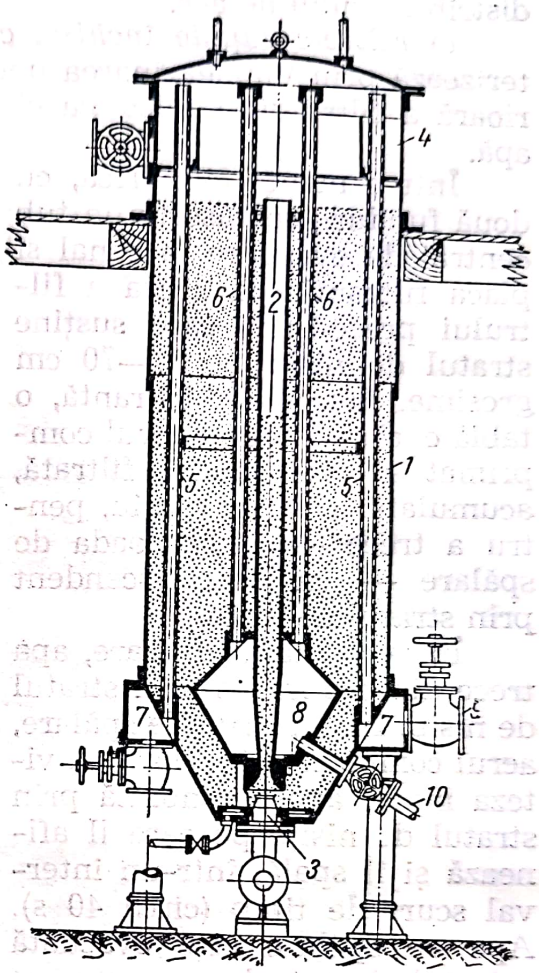


Fig. 15.14. Filtru *Bollmann* cu filtrare orizontală:
1 — mantaua filtrului; *2* — tub central; *3* — injector cu apă; *4* — rigolă pentru colectarea apei de la spălarea intensivă; *5* — țevi găurite pentru distribuția apei brute și colectarea apei de spălare normală; *6* — țevi găurite pentru colectarea apei brute și distribuția apei de spălare normală; *7* — canal distribuitor de apă brută și colector de apă de la spălarea normală; *8* — spațiu colector de apă filtrată; și distribuitor de apă pentru spălarea normală; *9* — intrarea apei brute; *10* — ieșirea apei filtrate.

spălare, iar cercul interior de țevi perforate, în legătură cu dublul con de tablă, colectează apa filtrată și distribuie apa de spălare. În manta, printre țevile găurite este nisipul filtrant. Spălarea normală se face tot orizontal dar în sensul contrar sensului filtrării. Spălarea intensivă se face ca la filtrul precedent, prin circularea nisipului, cu ajutorul injectorului cu apă și a tubului central.

Scanned with OKEN Scanner

15.4.2. Filtre orizontale (nuce)

Cele mai simple filtre orizontale sînt construite după principiul filtrelor nuce de laborator. Ele sînt formate dintr-un recipient cilindric sau paralelipipedic, cu sau fără capac, avînd la o distanță de fund o placă filtrantă — perforată sau poroasă — care desparte spațiul superior unde se introduce suspensia, de spațiul inferior pentru colectarea filtratului, uneori rolul celor două spații este inversat.

Filtrarea se face sub acțiunea diferenței de presiune pe cele două fețe ale plăcii filtrante: pe fața superioară presiunea atmosferică a stratului de suspensie, a aerului comprimat sau presiunea de pompare, pe fața inferioară depresiune (vid) sau presiunea atmosferică.

Filtrele nuce se construiesc din metal, materiale ceramice (porțelan, gresie) lemn etc., după agresivitatea chimică a suspensiei. Filtrele de dimensiuni mai mari au placa filtrantă întărită, ca să reziste mecanic la diferența de presiune care o solicită.

Filtrele nuce obișnuite. Acestea funcționează în modul următor: după ce s-a întins materialul filtrant (pînză, material fibros sau granular sedimentat etc.) se introduce suspensia și se face legătura la rezervorul de vid sau la pompa de vid; filtratul se adună în spațiul inferior al filtrului sau trece, prin conducta de legătură, în rezervorul de filtrat (sub depresiune). După terminarea suspensiei, se lasă filtrul în continuare sub vid, pentru a îndepărta cît mai mult din lichidul care îmbibă precipitatul. După evacuarea filtratului din filtru sau după schimbarea recipientului de filtrat, se aduce pe filtru apa de spălare astfel încît să pătrundă uniform pe întreaga suprafață a precipitatului. După spălare se continuă aspirarea pentru eliminarea apei de spălare din precipitat (uscarea, desecarea precipitatului). Urmează descărcarea precipitatului, spălarea sau regenerarea materialului filtrant și începerea unei noi operații de filtrare.

În fig. 15.15 este prezentată schema unei instalații de filtrare cu mai multe filtre nuce.

Avantajele filtrelor nuce sînt: construcție simplă și robustă, funcționare simplă și ușor de supravegheat, adaptabilitate la diferite condiții de filtrare, preț scăzut, posibilitate de a fi construit din materiale anticorosive; dezavantajele sînt: suprafață mare, manoperă multă (în special pentru descărcarea precipitatului), spălare defectuoasă (în special la precipitatele în care apar fisuri). Pentru înlăturarea acestor dezavantaje au fost construite filtre nuce în variante perfecționate.

Filtre nuce cu dispozitiv pentru astuparea fisurilor. Cînd precipitatul are tendința de a crăpa (formarea de fisuri verticale), apa de spălare și aerul pentru uscare nu se mai repartizează uniform. Filtrele cu dispozitiv de astupare a fisurilor au raclete care netezesc continuu stratul de precipitat (fig. 15.16).

Filtre nuce cu descărcare mecanică. Aceste filtre evită descărcarea manuală. Ele se construiesc fie ca filtre basculante (răsturnare în jurul unei axe orizontale), fie cu desfacerea părții inferioare (în jurul unei balamale), astfel încît precipitatul să cadă de la sine sau să fie îndepărtat ușor cu raclete.

Filtrele nuce etajate. Se construiesc pentru a concentra o suprafață filtrantă mai mare pe un loc restrîns (fig. 15.17).

Scanned with OKEN Scanner

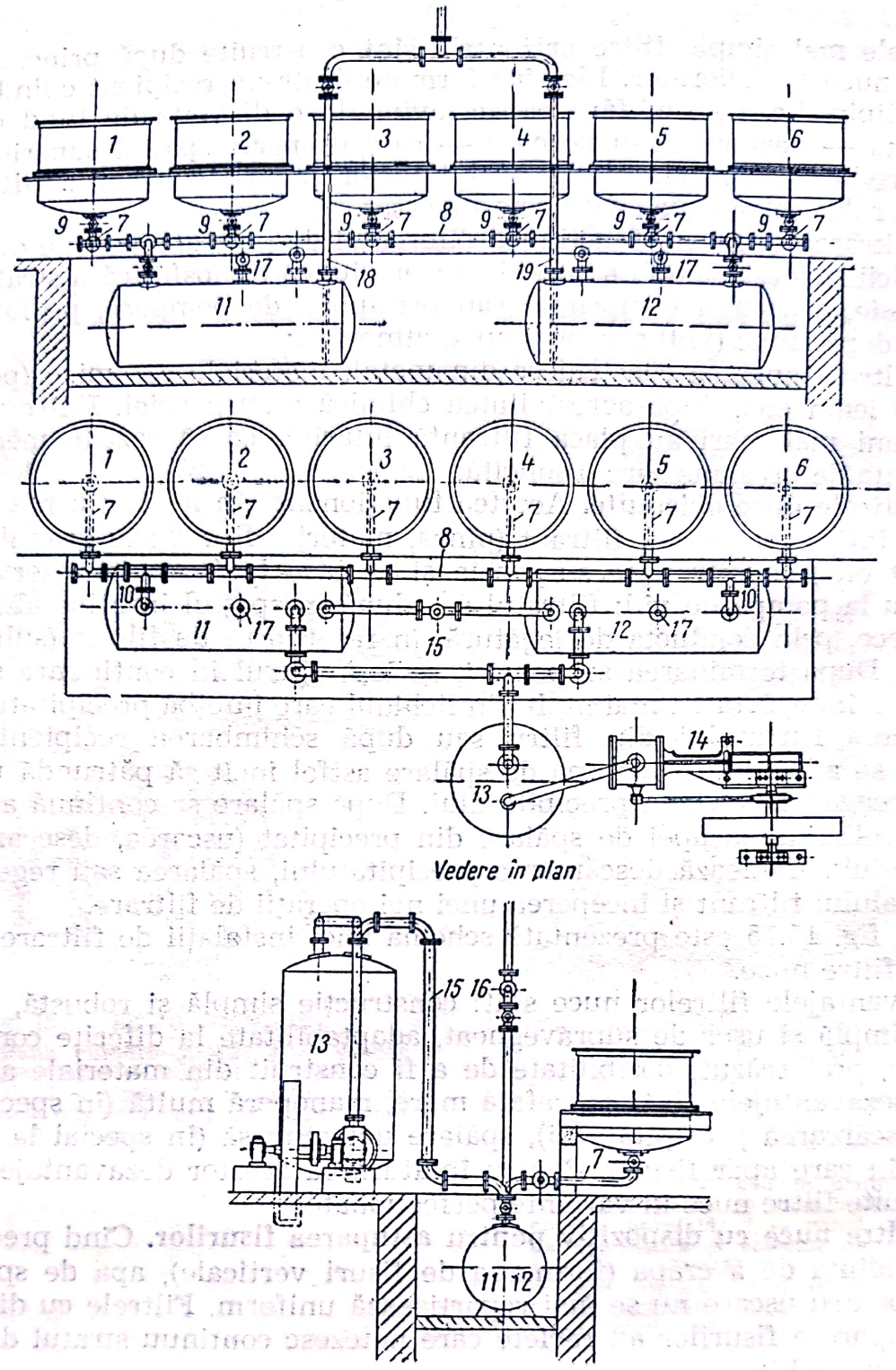


Fig. 15.15. Instalație de filtrare cu șase filtre nuce:

1 — 6 — filtre nuce; *7* — conducte pentru evacuarea filtratului și a apei de spălare; *8* — conductă colectoare pentru filtrat și pentru apa de spălare; *9* — ventile; *10* — conducte de legătură la rezervoarele pentru colectarea filtratului; *11, 12* — rezervoare pentru colectarea filtratului și a apei de spălare; *13* — rezervor intermediar sub vid; *14* — pompe de vid; *15, 16* — conducte de legătură; *17* — racord de aer comprimat pentru golirea rezervoarelor; *18, 19* — conducte pentru evacuarea lichidelor din rezervor.

Scanned with OKEN Scanner

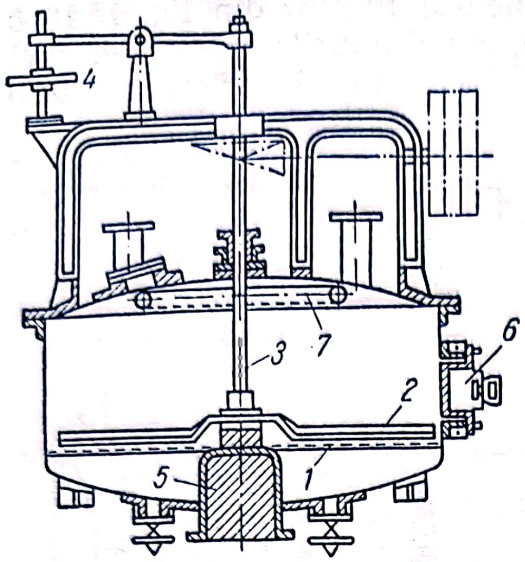


Fig. 15.16. Filtru nuce cu dispozitiv pentru astuparea fisurilor

1 — fund perforat, suport pentru materialul filtrant; *2* — raclete; *3* — arbore pentru rotirea racletelor; *4* — dispozitiv pentru reglarea nivelului racletelor; *5* — dop; *6* — deschidere pentru curățare; *7* — conductă inegală găurită pentru apa de spălare, aer sau abur.

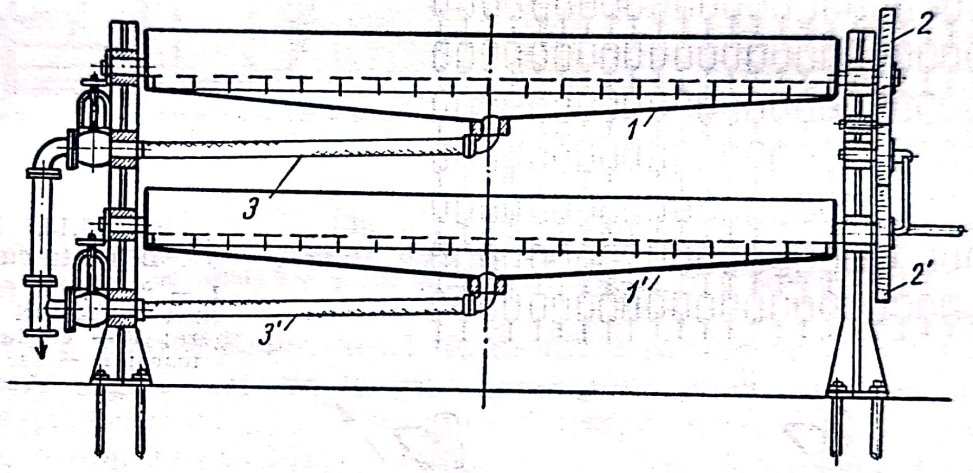


Fig. 15.17. Filtre nuce basculante și etajate:

1, 1' — filtre orizontale (nuce) suprapuse; *2, 2'* — dispozitive de basculare; *3, 3'* — conducte flexibile pentru colectarea filtratului.

În tabelul 15.8 sînt indicate cîteva date practice pentru filtrele nuce.

Tabelul 15.8

Date practice pentru filtrele nuce

Suprafața filtrantă	max. 6	m^2
Grosimea stratului de precipitat	50—400	mm
Presiunea (absolută) sub placa filtrantă	$0{,}7 \cdot 10^5$—$0{,}9 \cdot 10^5$	Pa
Debitul specific de aer pentru uscare	30—50	$m^3/(m^2 \cdot h)$

15.4.3. Filtre cu elemente filtrante verticale

Filtrele din această categorie sînt construite din mai multe elemente filtrante (poroase) verticale, identice.

15.4.3.1. **Filtre cu saci.** Aceste filtre sînt de construcție simplă; ele pot fi ușor improvizate din elemente cum sînt cele schițate în fig. 15.18.

Elementul filtrant din fig. 15.18, *a* este construit dintr-o țeavă cu găuri echidistante, între care atîrnă lanțuri; totul este îmbrăcat într-un

Scanned with OKEN Scanner

sac de formă corespunzătoare, plată. Elementul filtrant din fig. 15.18, *b* este format dintr-o ramă din țeavă găurită, avînd laturile orizontale, șipci verticale echidistante; rama, împreună cu șipcile, este îmbrăcată în sacul filtrant; țeava este legată la conducta colectoare de filtrat.

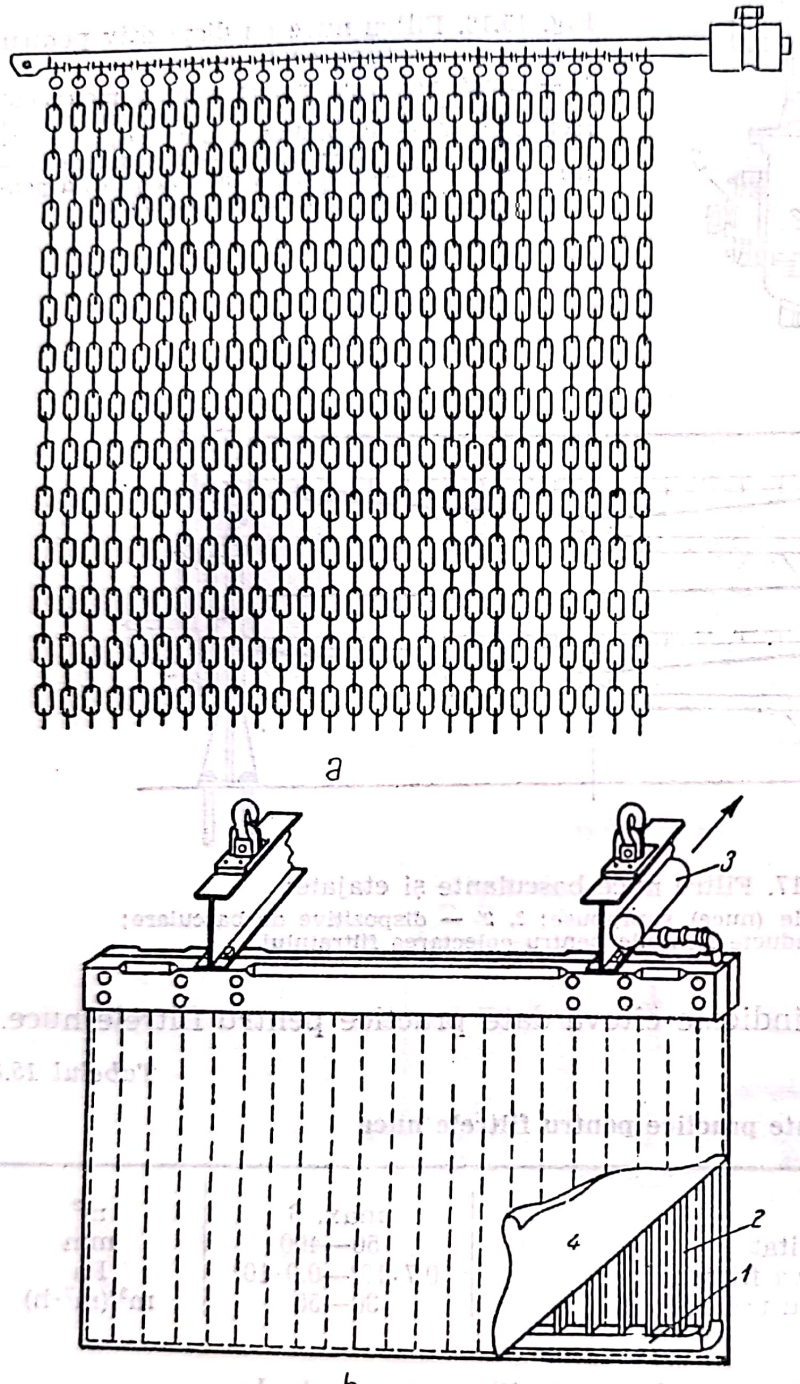


Fig. 15.18. Elemente filtrante cu sac:
1 — ramă din țeavă; *2* — șipci sau lanțuri de distanțare; *3* — conductă colectoare; *4* — sac filtrant.

Mai multe astfel de elemente filtrante, legate în paralel la o conductă colectoare comună, formează un bloc filtrant.

Blocul filtrant este suspendat (printr-un scripete, de un cărucior care alunecă pe o traversă) astfel încît să se poată deplasa vertical și orizontal. Pentru filtrare, este afundat într-o primă cuvă cu suspensia de filtrat, se creează o depresiune prin conducta colectoare, aspirînd astfel suspen-

Scanned with OKEN Scanner

sia prin pînzele care acoperă elementele filtrante; precipitatul se depune pe pînză filtrantă, iar filtratul trece, prin conducta colectoare, în rezervorul pentru filtrat. După terminarea filtrării, sau cînd viteza de filtrare a devenit prea mică, blocul filtrant este trecut într-o a doua cuvă care conține apă de spălare; spălarea se execută tot prin aspirare (ca și filtrarea) dar lichidul este dirijat într-un alt rezervor. După spălare, blocul filtrant este adus într-o cuvă goală unde, cu ajutorul aerului comprimat, suflat prin conducta colectoare, sau prin stropire exterioară, se desprinde precipitatul depus pe pînza filtrantă. Blocul filtrant este apoi curățat și pregătit pentru o altă filtrare.

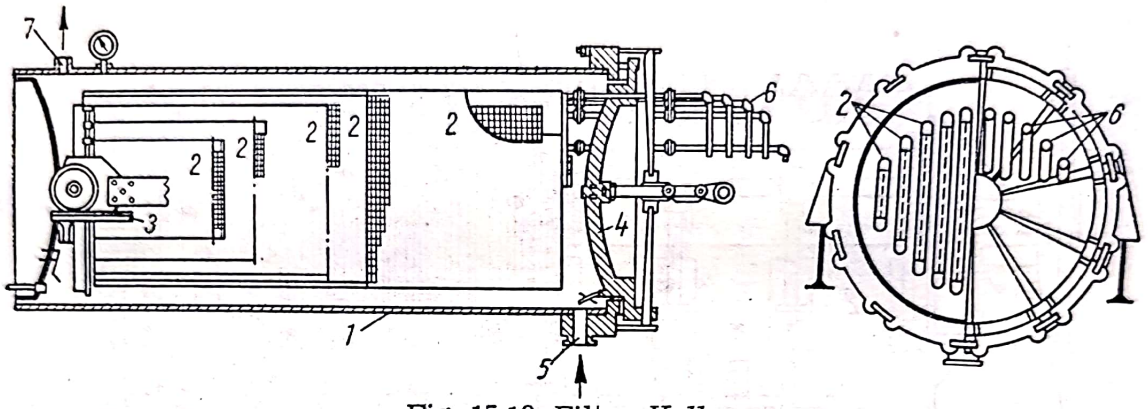


Fig. 15.19. Filtru *Kelly:*
1 — mantaua filtrului; *2* — elemente filtrante; *3* — șine; *4* — capacul mantalei; *5* — intrarea suspensiei; *6* — țevile elementelor filtrante; *7* — aerisirea.

15.4.3.2. **Filtrul Kelly.** Acest tip de filtru cu elemente filtrante dreptunghiulare (fig. 15.19) are la bază construcția precedentă, dezvoltată în variante perfecționate, cu elementele filtrante montate într-o manta cilindrică, orizontală, închisă, astfel încît se poate filtra sub presiune ridicată ($4 \cdot 10^5$—$5 \cdot 10^5$ Pa).

Mai multe elemente filtrante dreptunghiulare, paralele, sînt montate pe un cărucior care alunecă pe două șine. Întregul sistem se introduce în mantaua cilindrică, care se închide etanș cu un capac. Elementele filtrante sînt construite dintr-o impletitură din sită groasă prinsă (sudată) de o ramă din țeavă găurită; pe ambele fețe se întinde o sită fină și apoi pînză filtrantă. Țeava fiecărei rame pătrunde prin capac, făcînd legătura între exterior și interiorul ramelor.

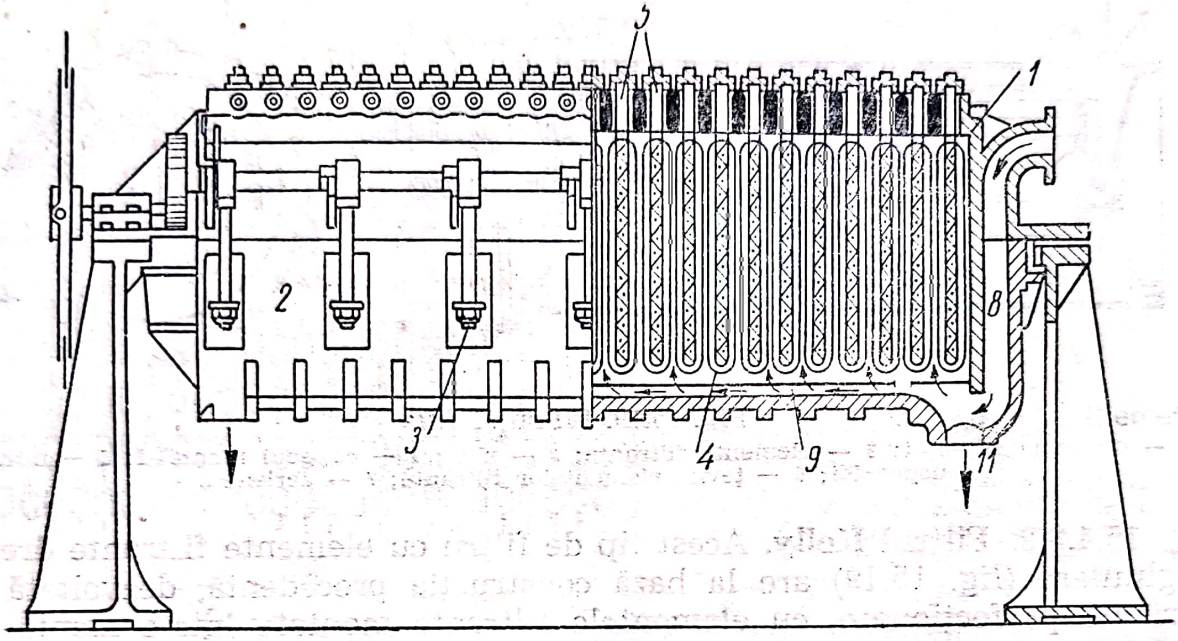
După montarea filtrului, se pompează suspensia în manta; lichidul trece prin pînza filtrantă și iese prin țevile elementelor. Pentru spălare, se pompează apă de spălare în locul suspensiei (spălare în echicurent). Desprinderea precipitatului se face prin stropire din exterior sau cu aer comprimat introdus prin țevile elementelor filtrante, după deschiderea capacului și scoaterea blocului filtrant din manta.

Inegalitatea elementelor filtrante are ca efect neuniformitatea filtrării și spălării. Un alt dezavantaj este incomoditatea operațiilor de desfacere a filtrului și de desprindere a precipitatului.

15.4.3.3. **Filtrul Sweetland.** Construcția acestui filtru înlătură, parțial dezavantajele filtrului *Kelly*. Filtrul *Sweetland* are elemente filtrante circulare identice (fig. 15.20); ele sînt suspendate transversal în interiorul unei mantale orizontale, a cărei jumătate inferioară se deschide prin rotire

în jurul unei balamale; închiderea etanșă a mantalei se face prin excentrice cu pîrghie. Elementele filtrante comunică cu exteriorul prin cîte un niplu, în legătură cu conducta colectoare comună. Între nipluri și conducta colectoare sînt montate tuburi scurte de sticlă și robinete, pentru controlul limpidității filtratului și bunei funcționări a fiecărui disc filtrant.

Pentru filtrare, suspensia pompată în mantaua filtrului este distribuită, cu ajutorul unei plăci de repartizare între elementele filtrate, și filtrează lăsînd pe suprafața lor precipitatul suspensiei; filtratul trece prin niplurile de sticlă ale elementelor filtrante, este colectat de conducta comună și condus spre rezervorul de filtrat.



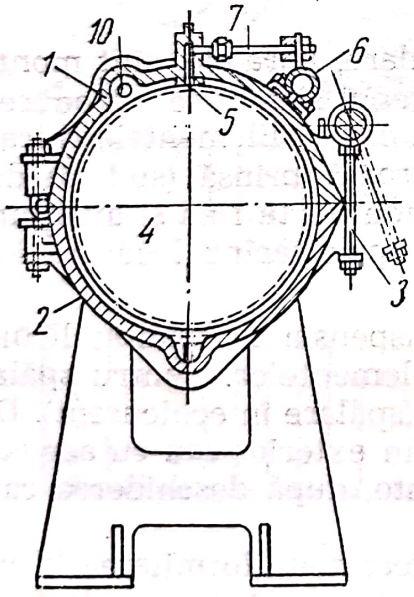


Fig. 15.20. Filtru *Sweetland*:

1 — mantaua filtrului; *2* — jumătatea inferioară, basculantă a mantalei; *3* — excentrice cu pîrghii pentru deschiderea și închiderea rapidă a mantalei; *4* — elemente (discuri) filtrante; *5* — nipluri pentru ieșirea filtrantului; *6* — conducta pentru colectarea filtratului; *7* — tuburi de sticlă pentru controlul limpidității filtrului; *8* — canal pentru alimentarea cu suspensie; *9* — placă pentru distribuția suspensiei între elementele filtrante; *10* — conductă perforată pentru apa de desprindere a precipitatului; *11* — deschidere pentru golire.

Spălarea se face pompînd apă de spălare pe același drum cu al suspensiei (spălare în echicurent), cu deosebire că apa de la spălare este condusă în alt recipient.

Precipitatul este desprins cu apă introdusă printr-o conductă prevăzută cu găuri în dreptul fiecărei fețe a discurilor filtrante. Evacuarea pre-

Scanned with OKEN Scanner

cipitatului se face fie deschizînd partea inferioară a filtrului, fie antrenînd prin deschiderile de golire, împreună cu apa de desprindere.

Avantajele acestui filtru sînt: concentrarea unei mari suprafețe filtrante într-un spațiu redus și deservirea ușoară. Dezavantajele: deși elementele filtrante sînt identice, filtrarea și spălarea sînt totuși neuniforme din cauza așezării neuniforme a precipitatului pe discurile filtrante (strat mai gros și cu granule mai mari, în partea inferioară a discurilor).

15.4.3.4. **Filtrul Vallez.** Este construit cu elemente filtrante rotative (fig. 15.21) și înlătură defectul neuniformității stratului de precipitat, constatat la celelalte filtre cu elemente filtrante verticale.

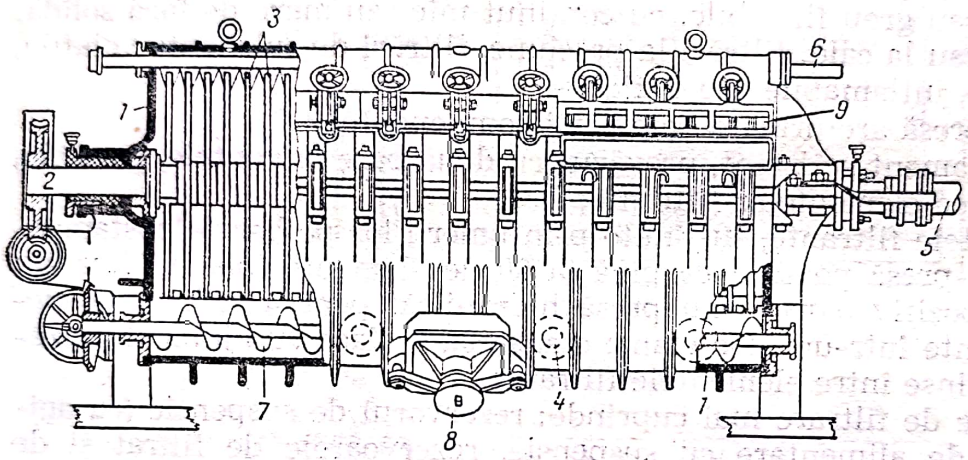


Fig. 15.21. Filtru *Vallez:*

1 — mantaua filtrului; *2* — arbore tubular; *3* — elemente (discuri) filtrante; *4* — deschideri pentru intrarea suspensiei și a apei de spălare; *5* — conductă pentru ieșirea filtratului și intrarea aerului comprimat; *6* — conductă de duze pentru desprinderea precipitatului; *7* — transportor elicoidal; *8* — deschideri pentru evacuarea precipitatului; *9* — deschideri pentru controlul filtrării.

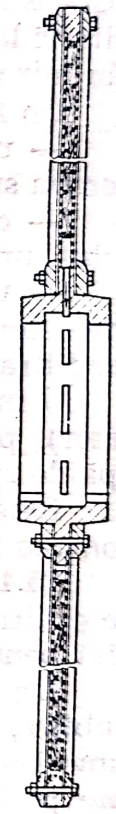


Fig. 15.22. Secțiune printr-un disc filtrant *Vallez:*

Un element filtrant (fig. 15.22) este format dintr-o împletitură din sîrmă groasă, acoperită, de ambele părți, cu sită fină; interiorul discurilor comunică cu interiorul arborelui tubular pe care ele sînt fixate. Arborele cu discurile filtrante este montat într-o manta și se rotește cu 1—2 rot/min.

Suspensia intră prin mai multe deschideri în partea inferioară a mantalei și trece prin discurile filtrante; precipitatul se depune pe discuri iar filtratul este colectat prin interiorul arborelui. Grosimea stratului de precipitat este controlată prin vizoare sau prin dispozitive indicatoare.

Spălarea precipitatului se face introducînd apă de spălare pe drumul suspensiei. Pentru desprinderea precipitatului se introduce aer comprimat prin interiorul arborelui și aer sau apă prin conducta cu duze prevăzute în dreptul ambelor fețe ale fiecărui disc filtrant. Precipitatul este îndepărtat spre deschiderea de evacuare cu un transportor elicoidal.

Scanned with OKEN Scanner

15.4.4. Filtre-presă

Caracteristica principală a acestor filtre este concentrarea unei mari suprafețe de filtrare într-un aparat de dimensiuni relativ reduse. Alte avantaje ale filtrelor presă sînt: grosimea mare a stratului de precipitat (formînd „turte" care pot trece direct la uscare), deservirea ușoară, posibilitate de a fi construite din materiale rezistente la acțiunea corosivă a unor suspensii. Dezavantajele filtrelor-presă sînt: funcționare intermitentă, manoperă multă pentru demontarea și remontarea elementelor filtrante după fiecare filtrare, spălarea defectuoasă a precipitatului, consum mare de pînze filtrante.

Filtrele-presă pot fi adaptate la toate condițiile obișnuite de filtrare: suspensii ușor sau greu filtrabile, cu conținut mic sau mare de fază solidă, filtrări la rece sau la cald, filtrări la presiune, filtrări de substanțe volatile, rău mirositoare, inflamabile sau toxice.

Un filtru-presă are următoarele părți componente:

— un postament rezistent, prevăzut cu două bare orizontale, paralele, pentru susținerea elementelor filtrante;

— elementele filtrante, susținute prin umerii lor pe barele postamentului; un filtru-presă poate avea pînă la 60 de elemente (plăci) filtrante;

— un dispozitiv (șurub sau presă hidraulică) pentru strîngerea elementelor filtrante într-un bloc etanș; etanșarea se face cu ajutorul pînzelor filtrante întinse între elementele filtrante.

O instalație de filtrare mai cuprinde: rezervorul de suspensie (cu agitator), pompa de alimentare cu suspensie, rezervoarele de filtrat și de apă de spălare.

Există mai multe variante constructive de filtre-presă; deosebirile constau în forma și modul de funcționare a elementelor filtrante.

15.4.4.1. **Filtre-presă cu camere.** La filtrele-presă cu camere, elementele filtrante sînt identice; numai primul și ultimul au o construcție diferită pentru a rezista presiunii mecanice a sistemului de strîngere.

Un element filtrant este o placă — circulară sau pătrată — relativ subțire, cu marginile îngroșate și cu ambele fețe striate (fig. 15.23). Doi umeri servesc pentru susținerea elementului filtrant pe barele orizontale ale postamentului. O deschidere centrală, în fiecare placă filtrantă servește pentru intrarea suspensiei și repartizarea ei în spațiile (camerele) care se formează după strîngerea filtrului, între două elemente filtrante vecine.

În partea inferioară a fiecărei plăci filtrante, pe ambele fețe, sînt prevăzute găuri, care comunică cu o țeavă scurtă, cu robinet, pentru evacuarea filtratului. Pe fețele fiecărei plăci se întind pînze filtrante avînd cîte o gaură în dreptul deschiderii centrale de alimentare cu suspensie. Fixarea etanșă a celor două pînze ale fiecărei plăci pe deschiderea centrală se face prin brățări metalice; într-o altă variantă, cele două pînze sînt reunite printr-o scurtă manșetă tot din pînză.

După așezarea plăcilor, întinderea pînzelor filtrante (ele servesc și ca garnituri de etanșare) și strîngerea într-un bloc filtrant etanș, filtrul funcționează în modul următor: suspensia este pompată sub presiune ($3 \cdot 10^5$—$5 \cdot 10^5$ Pa) în filtru unde ea se repartizează în camerele (dintre (plăci); precipitatul se depune pe pînze iar filtratul trece prin pînză, se

Scanned with OKEN Scanner

prelinge prin canalele de pe feţele striate ale plăcilor şi iese prin găurile de la partea inferioară a plăcilor şi apoi prin ţeava şi robinetul de evacuare ale fiecărei plăci, filtratul este colectat într-o rigolă, montată sub elementele filtrante. Operaţia de filtrare se continuă pînă cînd viteza devine neeconomică sau pînă la umplerea camerelor dintre plăci cu precipitat.

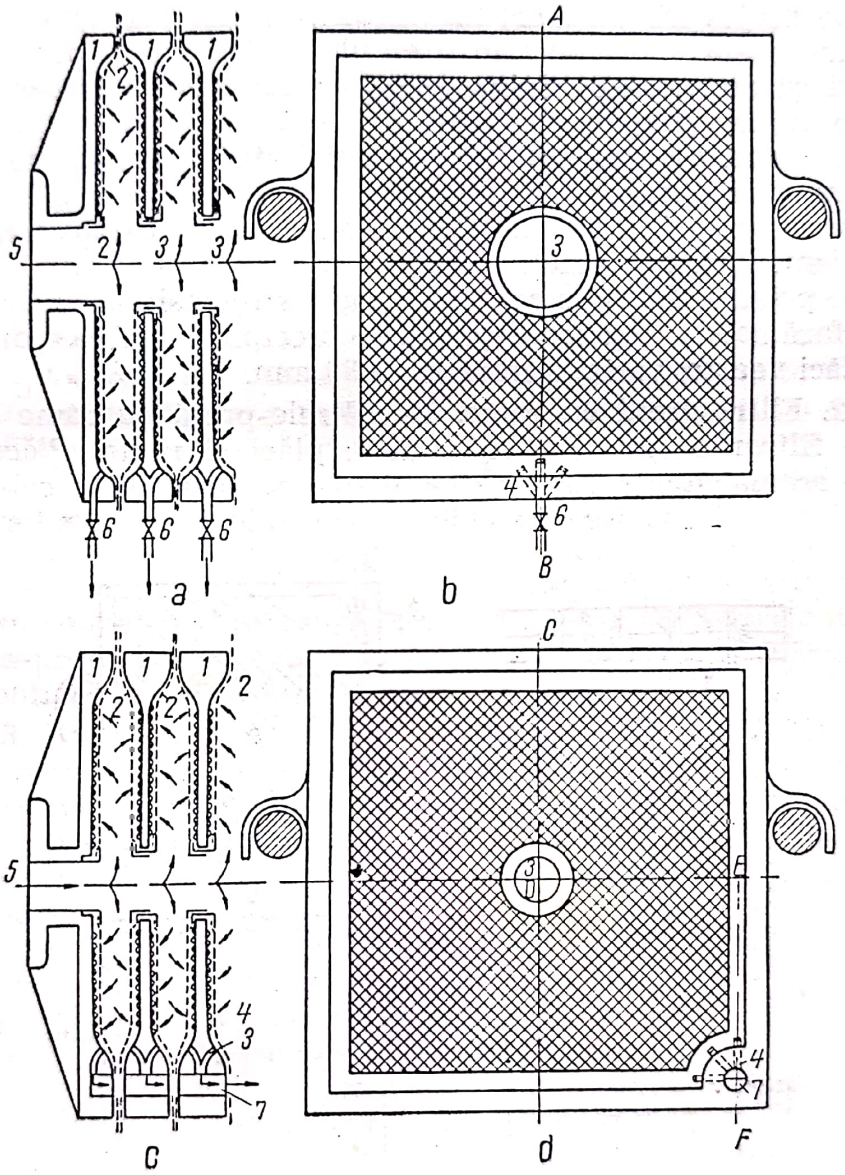


Fig. 15.23. Filtru-presă cu camere:

a — secţiunea transversală *AB* printr-un filtru cu evacuare deschisă; *b* — vederea unei plăci cu evacuare deschisă; *c* — secţiune transversală *CDEF* printr-un filtru-presă cu evacuare închisă; *d* — vederea unei plăci cu evacuarea închisă;
1 — elemente (plăci) filtrante; *2* — pînze filtrante; *3* — deschideri centrale de alimentare cu suspensie; *4* — găuri pentru evacuarea filtratului; *5* — racord de alimentare cu suspensie şi apa de spălare; *6* — ţevi cu robinete pentru colectarea şi evacuarea deschisă a filtratului; *7* — canal pentru evacuarea închisă a filtratului.

Acest mod de evacuare a filtratului, numită *evacuare deschisă,* are avantajul că se poate controla funcţionarea fiecărei plăci filtrante; dacă de la unul dintre robinetele de evacuare filtratul curge tulbure (din cauza

Scanned with OKEN Scanner

ruperii unei pînze), acest robinet se închide oprind astfel funcționarea unui singur element.

Dezavantajul evacuării deschise apare la filtrarea suspensiilor calde, inflamabile, rău mirositoare sau toxice. Pentru aceste suspensii filtrarea se face cu *evacuare închisă*, realizată printr-o construcție a plăcilor în care găurile de evacuare a plăcilor comunică cu un canal (situat într-unul din colțurile de jos ale plăcilor) format prin alăturarea unor găuri tăiate în partea îngroșată a plăcilor; în dreptul acestui canal, pînzele filtrante au și ele găuri de aceeași mărime pentru a lăsa liberă trecere filtratului și a apei de spălare prin canal.

După filtrare, urmează spălarea precipitatului cu apă de spălare pe același drum ca și filtrarea.

Evacuarea precipitatului, după spălare, se face manual sau prin stropire după demontarea filtrului.

Filtrele-presă se folosesc pentru filtrarea suspensiilor cu conținut relativ mic de fază solidă. Grosimea turtei de precipitat egală cu distanța dintre două plăci vecine, variația între 25 și 30 mm.

15.4.4.2. **Filtre-presă cu rame.** La filtrele-presă cu rame (fig. 15.24) elementele filtrante sînt de două feluri: plăci și rame. *Plăcile* sînt de construcție asemănătoare celor de la filtrele cu camere, de care se deosebesc numai prin înlocuirea deschiderii centrale de alimentare, printr-o

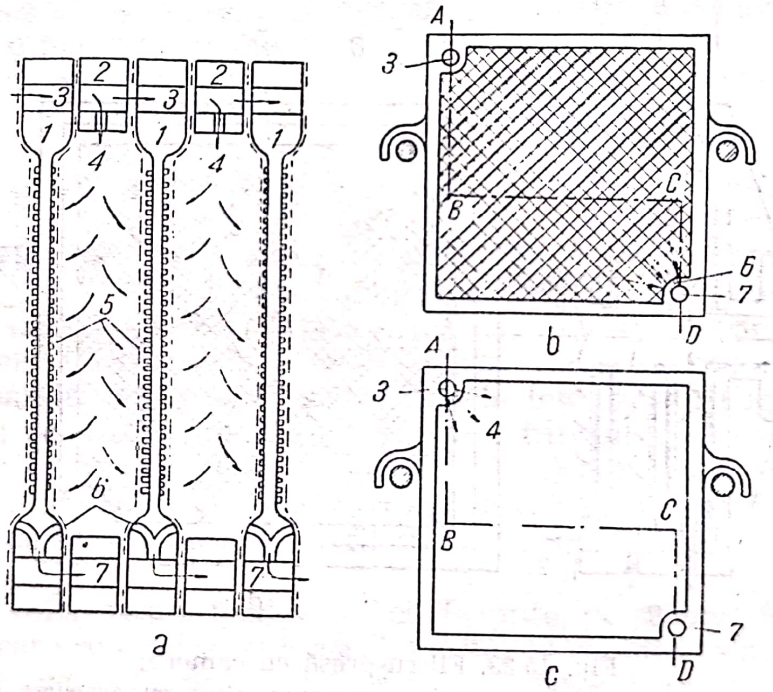


Fig. 15.24. Filtru-presă cu rame, cu evacuare închisă:
a — secțiunea transversală *ABCD*; *b* — placă (vedere); *c* — ramă (vedere);
1 — plăci filtrante; *2* — rame; *3* — canal de alimentare cu suspensie (și apă de spălare); *4* — găuri pentru intrarea suspensiei în interiorul ramelor; *5* — pînze filtrante *6* — găuri pentru colectarea filtratului de pe suprafețele plăcilor; *7* — canal pentru evacuarea (închisă) a filtratului.

gaură într-unul dintre colțurile superioare ale fiecărei plăci; aceste găuri formează, prin alăturarea elementelor filtrante, canalul de alimentare cu suspensie și apă de spălare. Marginile plăcilor pot fi îngroșate sau nu.

Scanned with OKEN Scanner

Ramele sînt cadre goale, avînd într-unul dintre colțurile superioare canalul de alimentare care comunică, prin găuri, cu spațiul interior al ramei.

Evacuarea filtratului se face ca la filtrele-presă cu camere. Dacă evacuarea este închisă, atît plăcile cît și ramele au, în colțul opus canalului de alimentare, găuri care formează canalul de evacuare.

Plăcile și ramele se așază alternativ; între ele se întind pînzele filtrante, prevăzute cu găuri în dreptul canalului de alimentare și al celui de evacuare.

Suspensia de filtrat este pompată prin canalul de alimentare, pătrunde în interiorul ramelor, precipitatul se depune pe pînzele filtrante (umplînd treptat spațiul din interiorul ramelor) iar filtratul se prelinge pe striurile de pe suprafața plăcilor și este evacuat prin găurile care comunică cu canalul de evacuare.

Apa de spălare urmează același drum. Ca la toate filtrele-presă, spălarea este defectuoasă din cauza neomogenității stratului de precipitat; deseori precipitatul nu umple în întregime spațiul din interiorul ramei; prin spațiul gol apa de spălare trece fără să spele precipitatul; pentru o bună spălare se recurge la o reamestecare a precipitatului cu apă, urmată de o nouă filtrare.

Avantajele filtrelor-presă cu rame față de cele cu camere sînt: grosimea mai mare a turtei de precipitat, menajarea pînzelor filtrante (mai cu seamă la filtrele cu plăci fără margini îngroșate), etanșare mai bună din cauza neexistenței deschiderilor centrale și, tot din această cauză, montarea și demontarea mai ușoară a blocului filtrant la fiecare filtrare.

Filtrele-presă cu rame se folosesc în special pentru filtrarea suspensiilor cu conținut mare de fază solidă.

15.4.4.3. **Alte variante de filtre-presă.** Se construiesc filtre-presă cu mai multe perechi de canale; de exemplu, se adaugă o pereche de canale pentru intrarea și ieșirea apei de spălare, o pereche de canale pentru intrarea și ieșirea apei calde, reci sau saramurii (pentru filtrare la cald sau la rece), canalele de încălzire sau de răcire comunică în fiecare placă cu o serpentină îngropată în grosimea plăcii.

Pentru îmbunătățirea spălării se construiesc filtre-presă cu trei feluri de elemente filtrante: două feluri de plăci și o ramă:

1) plăci alimentate cu apă de spălare;

2) rame fără alimentare cu apă de spălare;

3) plăci cu găuri și canal pentru ieșirea apei de spălare. Elementele filtrante se montează în ordinea: 1, 2, 3, 2, 1, 2, 3, . . . 3; semne de recunoaștere permit verificarea ordinei, după montarea blocului filtrant. Apa de spălare iese din plăcile *1*, se prelinge prin șanțurile ambelor fețe, pătrunde prin pînzele filtrante, prin precipitatul din ramele *2* vecine (de ambele părți), prin pînzele filtrante ale plăcilor *3*, prin șanțurile plăcilor *3* și iese prin găurile acestor plăci.

15.4.5. Filtre celulare rotative

Aceste filtre se caracterizează prin continuitatea operației de filtrare. Alte avantaje (care se mai întîlnesc separat și la alte filtre) sînt întrunite la filtrele celulare rotative: posibilitatea folosirii vidului, captarea separată

Scanned with OKEN Scanner

a filtratului și a apei de spălare, regenerarea automată a suprafeței filtrante după fiecare filtrare, adaptabilitate la diferite condiții de filtrare.

În principiu, filtrele celulare rotative funcționează în regim pseudo-continuu, prin divizarea suprafeței filtrante în celule care trec succesiv prin diferitele faze ale filtrării.

— aspirarea suspensiei prin suprafața (pînza) filtrantă;

— micșorarea conținutului de lichid din precipitat (desecarea precipitatului) prin continuarea aspirației;

— spălarea precipitatului prin stropirea cu apă, sub aspirație;

— micșorarea conținutului de apă îmbibată în precipitat, prin continuarea aspirației;

— slăbirea aderenței precipitatului la pînza filtrantă, prin suflare de aer;

— evacuarea precipitatului;

— regenerarea suprafeței filtrante (desfundarea porilor pînzei), prin suflare de aer.

Din cauza costului ridicat al acestor filtre și aparatelor anexe, filtrele rotative sînt folosite atunci cînd se filtrează debite mari de suspensie, cu conținut mare de fază solidă.

15.4.5.1. **Filtrul celular Oliver.** Filtrul Oliver, cu tambur rotatic (fig. 15.25), are următoarele părți constitutive principale:

— Tamburul format din doi cilindri orizontali, coaxiali, destul de apropiați între ei; cilindrul exterior are găuri, de obicei pătrate, peste

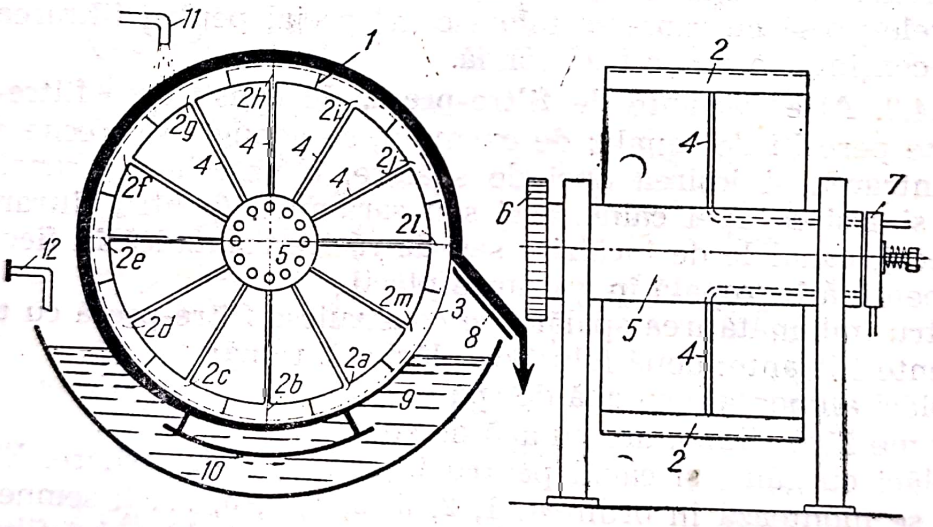


Fig. 15.25. Filtru celular *Oliver:*
1 — tamburul filtrului; *2* — celule; *3* — pînză filtrantă; *4* — tuburi de legătură între celule și capul de distribuție; *5* — arbore; *6* — roată dințată de acționare; *7* — cap de distribuție; *8* — cuțit pentru desprinderea precipitatului; *9* — cuvă; *10* — agitator pendular; *11* — conducta pentru apa de spălare; *12* — conducta pentru alimentarea suspensiei.

care se întinde pînza sau sita filtrantă. Spațiul dintre cilindri este împărțit, prin pereți radiali, în 6—20 celule; fiecare celulă funcționează independent, ca un filtru nuce.

— Tuburile de legătură, între fiecare celulă și capul de distribuție, pornesc radial de la fiecare celulă și ajung, prin arborele tubular, paralel cu axa filtrului, la unul dintre capetele arborelui.

Scanned with OKEN Scanner

— Arborele tamburului se rotește cu turația mică în lagăre puternice. La unul din capete, arborele are o roată dințată (de acționare) iar, la celălalt, capul de distribuție.

— Capul de distribuție (fig. 15.26) are rolul de a face legătura celulelor cu conductele de vid sau cu cele de aer comprimat. El este format din: a) discul mobil, fixat la capătul arborelui și avînd — cu centrele situate pe

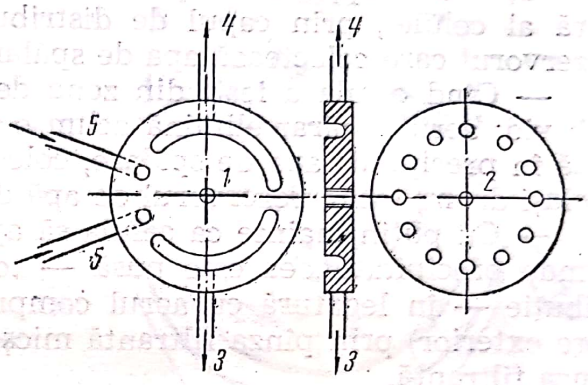


Fig. 15.26. Schema capului de distribuție:
1 — disc fix; *2* — disc mobil; *3* — conductă pentru ieșirea filtratului; *4* — conductă pentru ieșirea apei de spălare; *5* — conducte de aer comprimat.

o circumferință — găuri care reprezintă capetele tuburilor de legătură cu celulele, b) discul fix avînd, pe fața de contact cu discul mobil, două șanțuri care comunică cu două conducte de vid, și două găuri în legătură cu conducta de aer comprimat, c) tija fixată în centrul discului mobil, d) arcul și piulița, cu ajutorul cărora discul fix este apăsat etanș pe discul mobil. Șanțurile și găurile discului fix sînt astfel dimensionate încît, atunci cînd cele două discuri sînt așezate față în față, una sau mai multe găuri ale discului mobil (și deci una sau mai multe celule) să corespundă cu unul din șanțurile sau cu una din găurile discului fix. Fețele de contact ale discurilor sînt bine șlefuite așa încît să realizeze etanșarea necesară și totodată, să permită rotirea discului mobil solidar cu arborele tamburului.

— Dispozitivul de spălare prin care se stropește apă peste precipitatul depus pe cîteva dintre celulele tamburului.

— Cuțitul pentru îndepărtarea precipitatului este o lamă fixată la o distanță convenabilă de tambur, paralel cu generatoarea lui.

— Cuva în care se aduce suspensia; în cuvă, suspensia este agitată (cu aer sau cu un agitator pendular) pentru a evita sedimentarea ei înainte de filtrare.

Instalația de filtrare este completată cu: rezervorul pentru suspensie, pompa de vid, rezervorul pentru colectarea filtratului, rezervorul pentru colectarea apei de spălare, compresorul de aer comprimat, recipientul pentru precipitat (v. fig. 15.31).

În timpul unei rotații a tamburului, fiecare celulă trece prin următoarele poziții și funcțiuni, parcurgînd toate fazele filtrării:

— Cînd celula se găsește afundată în suspensia din cuva filtrului, ea este în comunicație — prin tubul de legătură și capul de distribuție — la conducta de vid și rezervorul de filtrat; suspensia este aspirată prin pînza filtrantă, precipitatul rămîne pe pînză, iar filtratul trece prin tubul de legătură, capul de distribuție, conducta de vid pentru filtrat la rezervorul colector de filtrat.

Scanned with OKEN Scanner

— După ieşirea celulei din suspensie, ea rămîne încă un timp în legătură cu aceeaşi conductă de vid, aspirînd aer prin stratul de precipitat depus pe pînza filtrantă, pentru îndepărtarea soluţiei iniţiale îmbibată în precipitat.

— Cînd celula ajunge în dreptul stropitorului cu apă (de spălare), ea este pusă — prin capul de distribuţie — în legătură cu o a doua conductă de vid; apa stropită trece prin stratul de precipitat, prin tubul de legătură al celulei, prin capul de distribuţie şi a doua conductă de vid, la rezervorul care colectează apa de spălare.

— Cînd celula a ieşit din zona de stropire, ea rămîne în continuare sub vid; aerul aspirat elimină acum o mare parte a apei de spălare îmbibată în precipitat; apa de spălare, colectată în timpul desecării, ajunge pe acelaşi drum, tot în rezervorul de apă de spălare.

— Cu puţin înainte ca celula să ajungă în dreptul cuţitului care desprinde precipitatul, ea este pusă — tot prin intermediul capului de distribuţie — în legătură cu aerul comprimat care pătrunzînd (din interior spre exterior) prin pînza filtrantă micşorează aderenţa dintre precipitat şi pînza filtrantă.

— După îndepărtarea precipitatului, celula este menţinută sub acţiunea aerului comprimat care, trecînd prin pînza filtrantă, îi destupă porii.

— Celula ajunge astfel în poziţia şi în starea sa iniţială, cu pînza regenerată, gata pentru a relua un nou ciclu de filtrare.

Această construcţie a filtrelor celulare cu tambur rotativ are cîteva inconveniente:

— etanşarea defectuoasă a celor două discuri ale capului de distribuţie care face legătura celulelor la conductele de vid sau la cele de aer comprimat; vecinătatea acestor legături (vid şi aer comprimat) slăbesc atît vidul cît şi presiunea aerului comprimat;

— griparea (zgîrierea) suprafeţelor şlefuite ale discurilor în contact, prin acţiunea erozivă a fazei solide care scapă în filtrat (de exemplu, prin ruperea pînzei filtrante) şi ajunge între discurile capului de distribuţie;

— spălarea insuficientă a precipitatului din cauza repartizării neuniforme a apei de spălare în precipitatul neomogen; depunerea precipitatului în grosimi neegale, formarea fisurilor înrăutăţesc spălarea;

— eliminarea nesatisfăcătoare a apei îmbibate în precipitat, în faza de desecare a precipitatului, după spălare;

— evacuarea defectuoasă a precipitatului cu ajutorul cuţitului: dacă este prea aproape de tambur, cuţitul apasă direct asupra pînzei filtrante iar, dacă este prea departe de tambur, cuţitul îndepărtează numai o parte din stratul de precipitat; mai trebuie menţionată şi greutatea de a aşeza cuţitul paralel faţă de tambur, deoarece tamburul nu este niciodată perfect cilindric.

15.4.5.2. **Filtrul Oliver perfecţionat.** Aceste inconveniente au putut fi parţial sau total înlăturate prin perfecţionări ingenioase, cum sînt cele arătate în continuare.

— Pentru îmbunătăţirea etanşării, a fost construit capul de distribuţie schiţat în fig. 15.27 care funcţionează fără frecări între suprafeţe metalice: tuburile de legătură de la celule se termină pe suprafaţa cilindrică a cilindrului interior (al capului de distribuţie) care se roteşte solidar cu arbo-

Scanned with OKEN Scanner

rele; zonele de vid și de presiune sînt separate între ele (în spațiul dintre cei doi cilindri) prin dopuri culisante de lemn, ebonită sau grafit.

— Spălarea precipitatului este îmbunătățită printr-un dispozitiv cu rulouri care susțin și conduc o pînză cu rolul de egalizare a suprafeței stratului de precipitat, de stoarcere (prin presare) a precipitatului și de astupare a fisurilor. Uneori, prin introducerea unui rulou de presare se

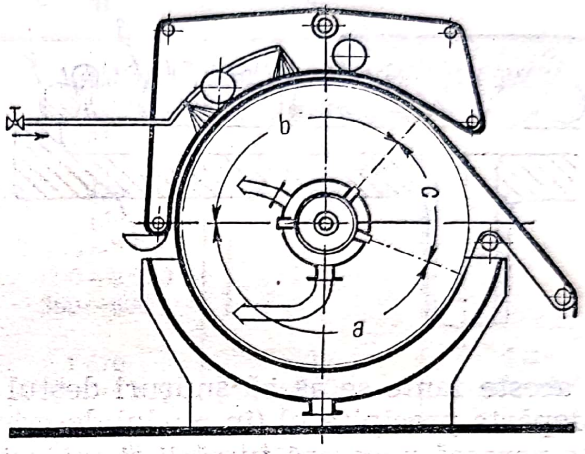


Fig. 15.27. Filtru celular perfecționat:
a — zonă de filtrare; *b* — zonă de spălare; *c* — zonă de desprindere a precipitatului.

elimină o proporție mai mare din apa îmbibată în precipitat. În fig. 15.27 se vede pînza egalizatoare și rulourile de susținere, iar în fig. 15.28 este arătat efectul favorabil al acestei construcții.

— Desprinderea cu cuțit a precipitatului este satisfăcătoare la precipitatele cu granulație mare și puțin aderente la suportul de pînză; pentru celelalte sînt preferabile sistemele de desprindere cu ajutorul sforilor sau lanțurilor (fig. 15.27) sau cu ajutorul rulourilor de preluare (fig. 15.29).

În procedeul de îndepărtare a precipitatului cu ajutorul sforilor, se întind pe pînza filtrantă, la distanță egală (stabilită prin încercări) sfori

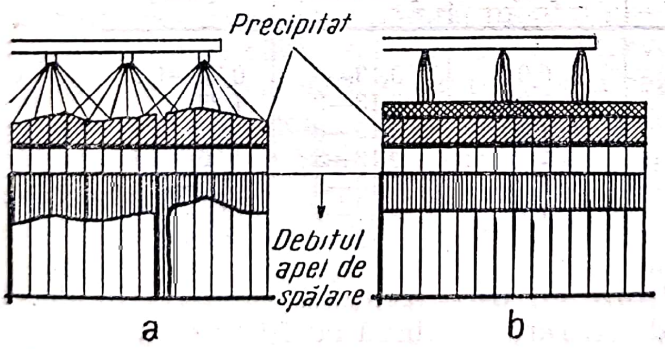


Fig. 15.28. Efectul pînzei de egalizare:
a — fără pînză de egalizare; *b* — cu pînză de egalizare.

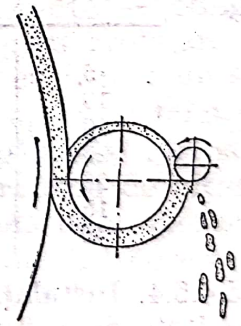


Fig. 15.29. Preluarea precipitatului cu rulou:

sau lanțuri; sforile sau lanțurile parcurg următorul circuit: suprafața tamburului, tangenta la tambur (luînd cu ele precipitatul), ocolirea unui rulou (desprinderea precipitatului), revenirea la tambur (eventualele resturi de precipitat sînt îndepărtate cu un pieptene). Cînd este necesar, sforile poartă precipitatul și prin alte aparate, de exemplu printr-un uscător, înainte de a reveni la tambur.

Scanned with OKEN Scanner

Pentru suspensii care filtrează greu și dau straturi subțiri de precipitat, îndepărtarea precipitatului se face cu rulouri de cauciuc (fig. 15.29).

15.4.3.3. **Filtru rotativ fără pînză filtrantă.** În fig. 15.30, este schițat un filtru celular rotativ fără pînză filtrantă; pînza este înlocuită cu sîrme paralele, fixe, formînd suprafața cilindrică a tamburului și lăsînd între ele fante de 3 mm.

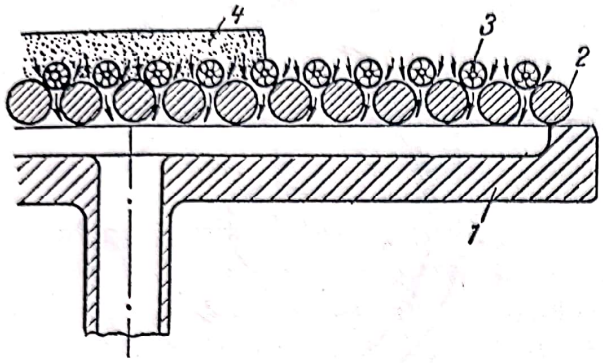


Fig. 15.30. Secțiune prin suprafața filtrantă a unui filtru fără pînză filtrantă:
1 — tamburul filtrului; *2* — sîrme; *3* — șnururi; *4* — strat de precipitat.

În aceste fante se așază șnururi destul de groase care, pe lîngă rolul de a îndepărta precipitatul (în modul descris), mai au și rolul de a forma suprafața poroasă necesară filtrării și spălării.

În tabelul 15.9 sînt indicate cîteva date caracteristice ale filtrelor celulare cu tambur, iar în tabelul 15.10 producția specifică a filtrelor celulare.

Tabelul 15.9

Caracteristici ale unor filtre celulare cu tambur

Aria filtrantă (nominal) [m^2]	Diametrul tamburului [m]	Lungimea tamburului [m]	Turația [rot/min]	Puterea [kW]
5	1,75	0,9	0,13—3	0,75—1,2
10	2,6	1,3	0,13—3	1,25—2
10	1,75	1,8	0,13—3	1,25—2
20	2,6	2,6	0,13—3	1,75—3,6
20	3,0	2,2	0,13—3	1,5—3
15	3,0	1,7	0,13—3	1,8—2,8
40	3,0	4,4	0,13—3	2,1—4,3

15.4.5.4. **Instalații de filtrare cu filtre celulare rotative.** În fig. 15.31 sînt schițate două instalații de filtrare continuă cu filtre celulare rotative.

Instalația reprezentată în fig. 15.31, *a* indicată cînd este disponibilă o înălțime suficientă, cuprinde următoarele utilaje: a) rezervorul cu suspensie (prevăzut cu agitator pentru evitarea sedimentării), din care o pompă alimentează cuva filtrului cu debit mai mare decît debitul de filtrare (excesul revine, printr-o conductă de prea plin în rezervorul de alimentare), b) rezervorul pentru colectarea filtratului, intercalat între filtru și pompa de vid, din care filtratul este evacuat printr-o coloană barometrică de aproximativ zece metri, c) suflanta care dă aerul comprimat necesar pentru desprinderea precipitatului și destuparea porilor pînzei filtrante. În figură este desenată punctat, pompa de vid într-o poziție la nivel inferior

Scanned with OKEN Scanner

Tabelul 15.10

Producția specifică a filtrelor celulare

Suspensia	Conținutul suspensiei în solid [% greut.]	Precipitat produs [kg/(m²·h)]	Umiditatea precipitatului [%]	Viteza de filtrare calculată [m³/(m²·h)]
Sulfat de bariu	45	216	42,5	0,060
Ceruză (alb de plumb)	49	1 465	25	0,78
Carbonat de calciu		280	45	
Ghips	18	435	33,5	1,25
Indantren	4,5	156	24	1,5
Sulfat de sodiu		1 600—3 000		
Clorură de potasiu		600—2 500	4—18	
Sulfat de potasiu		300—600		
Precipitat de la caustificare	23	1 670	40	2,68
Oxid de zinc	40	1 000—1 500	42,3	0,43—0,7
Precipitat de ghips de la acid fosforic		250—450	25—30	

față de nivelul filtrului; această poziție este avantajoasă atunci cînd trebuie să se realizeze un vid mai înaintat sau cînd filtratul este cald, d) pentru apa de spălare se prevede un alt rezervor de colectare, în legătură cu aceeași pompă de vid sau — preferabil — cu o a doua pompă de vid.

A doua instalație (fig. 15.31, *b*) este indicată atunci cînd înălțimea disponibilă este mai mică. Rezervorul de alimentare este situat deasupra filtrului; suspensia curge prin cădere liberă în cuva filtrului. Nivelul constant în cuva filtrului se menține printr-un ventil cu plutitor. Rezervorul pentru colectarea filtratului este așezat la nivelul filtrului; filtratul este evacuat din rezervor cu o pompă montată — de preferință — (obligatoriu cînd filtratul este cald) mai jos decît rezervorul. Pentru protejarea pompei de vid, se intercalează, între pompa și rezervorul cu filtrat, un separator de picături cu coloană barometrică. Pe desen nu apare instalația (asemănătoare) pentru evacuarea și colectarea apei de spălare și nici suflanta de aer comprimat. În această instalație, numai separatorul de picături se găsește la înălțime mai mare (10 m), el se poate monta pe acoperișul clădirii. Separatorul de picături și coloana barometrică nu sînt necesare cînd se folosește ca pompă de vid o pompă cu inel lichid (11.6.1).

Rezervoarele pentru colectarea filtratului sînt cilindri cu axa verticală sau orizontală. Rezervoarele verticale au avantajul că ocupă loc mai redus, iar cele orizontale au avantajul că, avînd o suprafață mai mare a lichidului, permit o evacuare mai ușoară a gazelor și prin aceasta, sînt recomandabile pentru lichidele care spumează.

15.4.5.5. **Filtrul celular Dorrco.** Acest filtru are suprafața filtrantă în interiorul tamburului. Formarea stratului de precipitat pe suprafața filtrantă exterioară a tamburului (ca la filtrul *Oliver*) nu este rațională: cînd o celulă intră în suspensia din cuvă, ea vine în contact cu suspensia fină care se găsește la suprafața lichidului și, abia în urmă aspiră parti-

culele mai mari, cu rezultatul că particulele fine din suspensie trec prin pînza filtrantă (filtrat tulbure) sau că ele formează, de la început, un strat fin de precipitat care colmatează repede filtrul, reducînd productivitatea filtrului, împiedicînd spălarea și îngreunînd desprinderea precipitatului și regenerarea suprafeței filtrante. Inconvenientele enumerate sînt mai grave cînd faza solidă a suspensiei are densitate mare, de exemplu, la filtrarea minereurilor de la flotație.

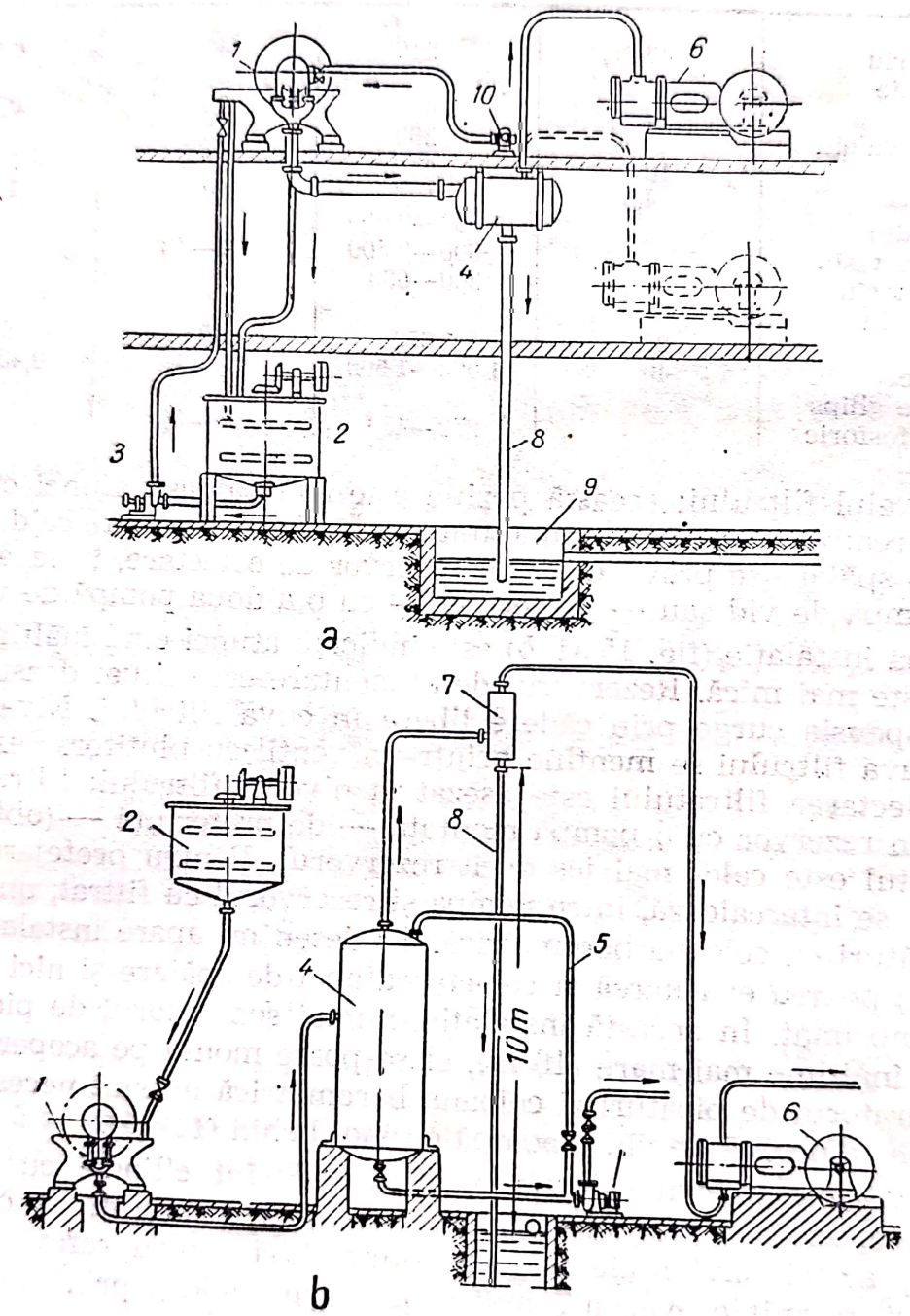


Fig. 15.31. Instalații de filtrare cu filtre celulare rotative:
a — cînd se dispune de înălțime suficientă; *b* — cu înălțime redusă;
1 — filtru celular rotativ; *2* — rezervor de alimentare; *3* — pompă de alimentare; *4* — rezervor de filtrat; *5* — conductă pentru egalizarea presiunii; *6* — pompă de vid; *7* — separator de picături; *8* — coloană barometrică; *9* — rezervor pentru evacuarea filtratului; *10* — suflantă.

Scanned with OKEN Scanner

Aceste inconveniente se remediază parțial prin: a) agitare energică a suspensiei în cuva filtrului, b) punerea celulelor sub vid (aspirație) abia după ce a pătruns adînc în suspensia din cuvă, c) aducerea suspensiei în cuvă în apropierea zonei de intrare a tamburului în suspensie.

Filtrele celulare Dorrco, cu suprafață filtrantă în interiorul tamburului cilindric, nu prezintă astfel de inconveniente. Suprafața interioară a tamburului (fig. 15.32) este împărțită în celule, peste care se întinde pînza

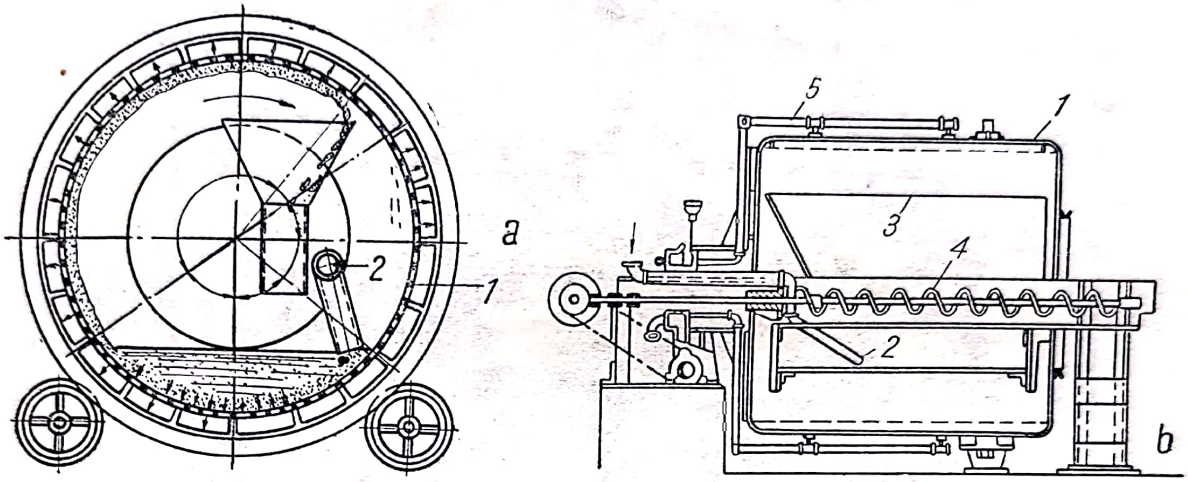


Fig. 15.32. Filtru celular *Dorrco* cu suprafața filtrantă în interiorul tamburului:
a — secțiune transversală; *b* — secțiune longitudinală; *1* — tambur; *2* — conductă de alimentare cu suspensie; *3* — cuțit pentru desprinderea precipitatului; *4* — transportor elicoidal; *5* — conductă de legătură între celulă și capul de distribuție.

sau sita filtrantă. Partea interioară are și rolul de cuvă pentru suspensie; particulele mai mari ale suspensiei, tinzînd să sedimenteze, se depun pe suprafața filtrantă formînd un strat de bază destul de permeabil și care nu colmatează pînza. După ce trece prin diferitele faze ale filtrării, precipitatul este desprins și cade într-un mic recipient din care este evacuat continuu cu un transportor elicoidal. Principiul de funcționare și celelalte elemente constructive sînt asemănătoare cu cele ale filtrelor rotative obișnuite.

15.4.5.6. **Filtre celulare cu discuri.** Pentru a realiza o suprafață de filtrare mai mare, au fost construite filtre celulare cu discuri (fig. 15.33). La aceste filtre, suprafața filtrantă este în formă de discuri, construite din două conuri cu unghiul foarte obtuz, reunite la periferia bazelor și împărțite, prin pereți radiali, în 10—20 celule (sectoare) filtrante. Mai multe astfel de discuri sînt montate pe arborele tubular comun, prin care trec țevile de legătură, între celule și capul (sau capetele) de distribuție de la una, sau ambele, extremități ale arborelui. Discurile intră cu jumătatea lor inferioară într-o cuvă comună sau în cuve înguste individuale. Desprinderea precipitatului se face cu cuțite sau cu rulouri așezate paralel cu suprafața filtrantă.

Pe lîngă suprafața mare de filtrare, filtrele cu discuri mai au avantajul schimbării ușoare a sectoarelor defecte și al posibilității de folosire a unui singur filtru pentru mai multe operații simultane de filtrare. Dezavantajele lor sînt spălarea defectuoasă, din cauza imposibilității de a in-

Scanned with OKEN Scanner

trodúce banda de egalizare și din cauza neuniformității precipitatului (ca urmare a razei mari a discurilor).

15.4.5.7. **Filtrul Bird-Young.** Construcția acestui filtru este o variantă simplificată a filtrului rotativ; lipsesc capul de distribuție și conductele de legătură cu celulele filtrante. Deși există 50—100 celule, ele nu mai au individualitatea de la tipurile precedente de filtre rotative.

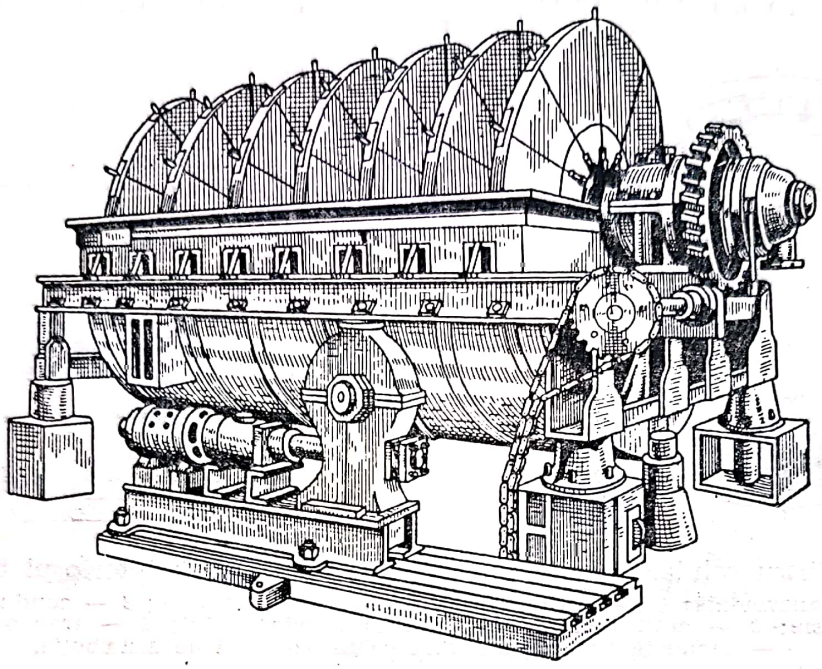


Fig. 15.33. Filtru celular cu discuri.

În fig. 15.34 este prezentată schema filtrului Bird-Young. Un tambur perforat, pe care se fixează pînza filtrantă, se rotește în jurul unei țevi fixe; etanșarea dintre tambur și țeavă este asigurată prin presetupe la

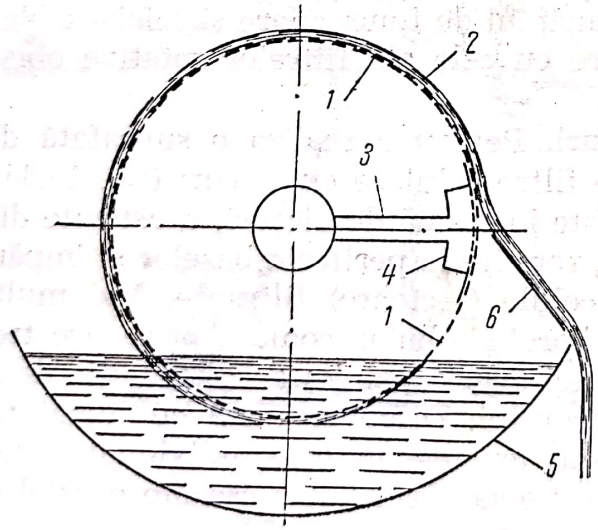


Fig. 15.34. Filtru *Bird-Young:*
1 — tambur; *2* — precipitat; *3* — țeava radială; *4* — camera suflantă; *5* — cuvă; *6* — cuțit pentru desprinderea precipitatului.

ambele capete ale tamburului. Tamburul este afundat parțial în cuva cu suspensie. Din țeava centrală, care susține tamburul, se desprind una sau mai multe țevi orizontale, radiale, care comunică — spre tambur — cu o cameră. Această cameră servește pentru suflarea aerului comprimat (din

Scanned with OKEN Scanner

interior spre exterior) prin găurile tamburului, pentru desprinderea precipitatului și destuparea pînzei filtrante. Camera suflantă are peretele exterior foarte apropiat (sutimi de milimetru) de peretele interior al tamburului. Restul spațiului interior al tamburului este gol, sub depresiune. Tot prin țeava centrală se mai asigură: 1) legătură la pompa de vid, 2) legătura la pompa de aer comprimat, 3) evacuarea filtratului, 4) evacuarea apei de spălare.

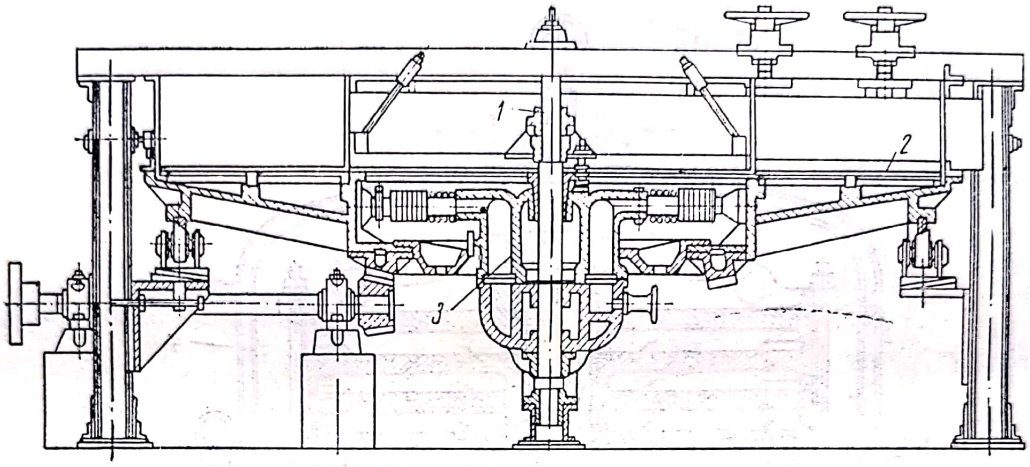


Fig. 15.35. Filtrul celular carusel (cu masă orizontală):
1 — arbore vertical; *2* — suprafața filtrantă (inelară; *3* — cap de distribuție.

Acest filtru, deși mai simplu, este mai scump decît filtrele precedente, din cauza preciziei necesare în construcția lui. El este indicat pentru filtrările cu strat subțire de precipitat, are producție specifică mare și permite o bună spălare a precipitatului.

15.4.5.8. **Filtre celulare carusel.** Sînt formate (fig. 15.35) dintr-o suprafață filtrantă orizontală, inelară, împărțită — radial — în sectoare (celule) filtrante, legate prin conducte cu capul de distribuție montat sub masă, pe arborele vertical care rotește întregul sistem. Celulele trec succesiv prin toate fazele de filtrare. Alimentarea se face în prima celulă, precipitatul este evacuat cu raclete orizontale.

Se construiesc cu suprafețe filtrante pînă la 15 m^2 și cu capacități de filtrare de 5—12 $m^3/(m^2 \cdot h)$; stratul de precipitat atinge grosimi de 300 mm.

15.4.5.9. **Filtre celulare cu bandă transportoare.** Aceste filtre folosesc o bandă transportoare perforată, peste care se întinde pînza filtrantă. Banda este purtată pe deasupra unor cutii, puse sub depresiune, urmînd succesiv fazele ciclului de filtrare. Precipitatul se descarcă la capătul de întoarcere al benzii.

Toate filtrele celulare orizontale se caracterizează prin marea lor producție specifică.

15.4.6. Filtre diverse.

Cîteva alte filtre care nu se încadrează în categoriile precedente, vor fi menționate în continuare.

15.4.6.1. **Filtre cu plăci orizontale.** Sînt formate dintr-o serie de plăci circulare, striate, orizontale, avînd între ele suprafața filtrantă. Plăcile

Scanned with OKEN Scanner

funcționează în paralel, ca elementele filtrante ale filtrelor-presă. Blocul filtrant se găsește într-o manta cilindrică verticală, în care se aduce — sub presiune — suspensia; filtratul se evacuează printr-o țeavă centrală, care servește și pentru susținerea plăcilor (fig. 15.36).

15.4.6.2. **Filtre cu preformarea stratului filtrant.** Pentru filtrarea suspensiilor slab concentrate (și la care partea solidă nu este prețioasă) se

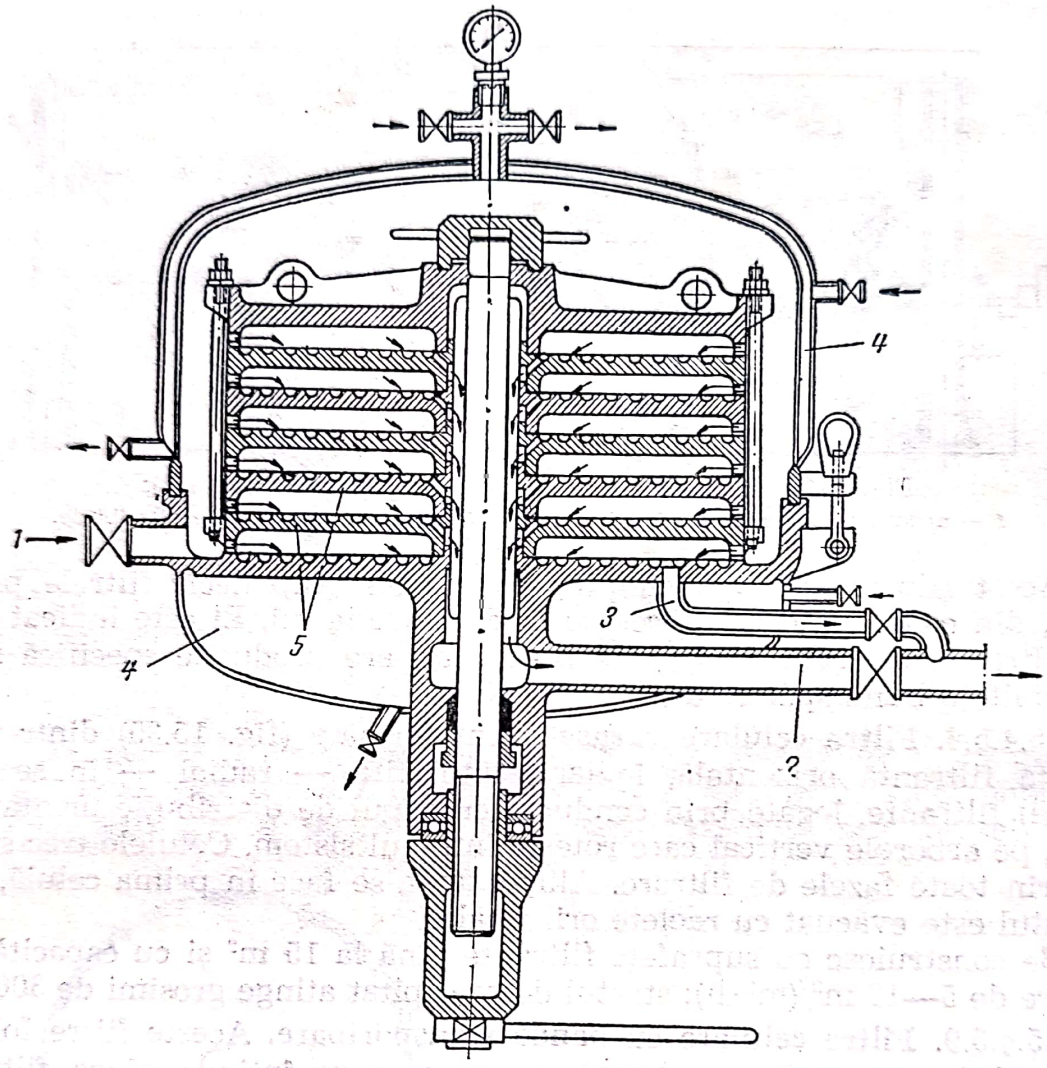


Fig. 15.36. Filtru cu plăci orizontale (construcția *Simoneton* — Franța):
1 — intrarea suspensiei; *2* — ieșirea filtratului; *3* — golire; *4* — manta de încălzire; *5* — plăci filtrante.

folosesc filtre (de exemplu, cu plăci orizontale) în care, înainte de introducerea suspensiei, se aduce în filtru o suspensie fină de material foarte permeabil (de exemplu kiselgur, diatomită, cărbune) care formează un strat filtrant fin, în stare să rețină particulele suspensiei care trebuie filtrată. Stratul final, format din ambele suspensii se evacuează prin spălare în contracurent.

Instalația de filtrare (de exemplu, construcția *Niagara* — Olanda) este formată din două filtre care funcționează alternativ una în formarea stratului filtrant și cealaltă în filtrare, și dintr-un recipient cu agitator pen-

Scanned with OKEN Scanner

tru prepararea suspensiei de preformare a stratului filtrant: instalația este complet automatizată.

15.4.6.3. **Filtre Meta.** Construcția acestor filtre (fig. 15.37) constă din suprapunerea unor inele din tablă subțire, ștanțate cu ieșituri de distanțare pe una din fețe; aceste inele se așază pe o tijă prevăzută cu șanțuri de drenaj și se solidarizează prin strîngere cu o piuliță. Filtrarea se face

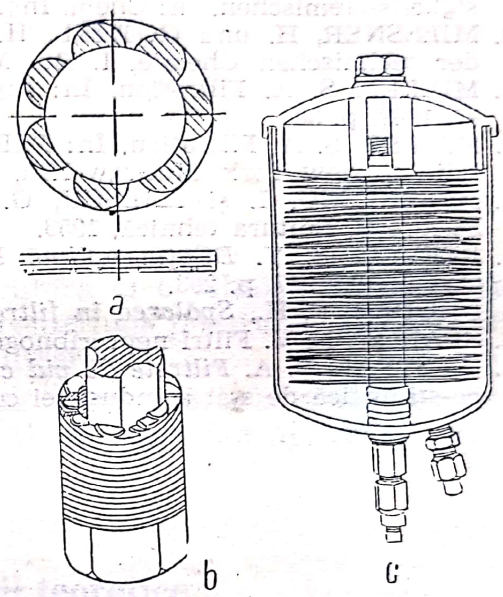


Fig. 15.37. Filtre *Meta:*
a — inele pentru filtre Meta; *b* — bloc filtrant Meta; *c* — filtru Meta pentru filtrarea uleiurilor.

fie prin aspirație interioară, fie prin presiune exterioară. Pentru suspensiile fine, se formează între inele un strat filtrant permeabil (prin filtrarea unei suspensii de kiselgur). O altă variantă a filtrului *Meta* (fig. 15.37, c) folosește discuri din hîrtie. Prima variantă se aplică mai mult la filtrarea apei, iar a doua variantă la filtrarea suspensiilor.

Filtrele Meta sînt aparate simple, ieftine și eficace; ele concentrează o mare suprafață de filtrare într-un spațiu mic (de exemplu, 0,2 m^2 într-un cilindru de 100 mm diametru și 25 mm înălțime). Inele standard au 22 mm diametrul exterior, 16 mm diametrul interior; distanța dintre inele 0,025—0,25 mm. Filtrele rezistă la presiunea de $14 \cdot 10^5$ Pa.

BIBLIOGRAFIE

1. COULSON, J. M. and RICHARDSON, J. E. Chemical Engineering, 2-nd vol. London, Pergamon Press, 1955.
2. DONALD, M. B. Filtration. În: CREMER-DAVIES, Chemical Engineering Practice, 6-th. vol. London, Butterworths, 1958.
3. GHENIEV, N. N., ABRAMOV, N. N. și PAVLOV, V. I. *Alimentări cu apă* (trad. din l. rusă). București, Editura Ministerului Construcțiilor, 1953.
4. IRVIN, D. F. and BELLAS, H. W. Filtration. În: PERRY, J., Chemical Engineers' Handbook, 3-rd. Edition. New York, McGraw-Hill, 1950.

Scanned with OKEN Scanner

5. JUJIKOV, V. A. *Filtrarea* (trad. din l. rusă), București, Editura Tehnică, 1962.
6. KASATKIN, A. G. *Procese și aparate principale în tehnologia chimică* (trad. din l. rusă), ediția a II-a. Editura Tehnică, 1963.
7. KLIACIKO, V. A. i KASTALSCHI, A. A. *Purificarea apei pentru instalațiile industriale.* Moskva, Stroizdat, 1950.
8. KASTALSCHI, A. A. *Filtrele instalațiilor pentru pregătirea apei.* Moscova, Gosenergoizdat, 1953.
9. MIESSNER, H. Filtrieren, Zentrifugieren und Sedimentieren von Feststoff-Flussigkeits-Gemischen. În: Chem. Ing. Techn. *21*, 1949, p. 409.
10. MIESSNER, H. und GOTHEL, H. Filtrierapparate. În: Ullmann's Encyklopädie der technischen Chemie, I. Bd. München, Urban und Schwarzenberg, 1951.
11. MILLER, S. A. Filtration. În: Ing. Eng. Chem., *39*, nr. 5, 1947, *40*, 1948, p. 25, *41*, 1949, p. 38
12. MILLER, S. A. Filtration. În: PERRY, J. Chemical Engineers' Handbook, fourth Edition. New York, McGraw-Hill, 1963.
13. RĂȘENESCU, I. și ILIESCU, G. Filtrarea. În: Manualul inginerului chimist. București, Editura tehnică, 1953.
14. REEVER, E. Y. *Diluția optimă la filtrarea lichidelor vîscoase.* În: Ind. Eng. Chem., *39*, 1947, p. 203.
15. RHODER, F. H., *Spălarea în filtre.* În: Ind. Eng. Chem., *26*, 1949, p, 1 331.
16. SPANOV, N. V. Filtrî neprerîbnogo deistvia. Moskva, Mașghiz, 1949.
17. WESTFAL, E. A. *Filtrele de vid cu funcționare continuă.* Moskva, Editura tehnico-științifică de stat a industriei construcției de mașini, 1949.

Scanned with OKEN Scanner

Centrifugarea

Centrifugarea nu este o operație unitară ci o tehnică de lucru care folosește proprietățile cîmpului de forțe centrifuge pentru accelerarea unor operații de separare ca sedimentarea și filtrarea.

În acest capitol se tratează aplicațiile centrifugării la separarea sistemelor eterogene lichide iar în capitolul 17 se vor arăta aplicațiile centrifugării la separarea sistemelor gazoase.

16.1. Considerații teoretice

În orice mobil care se mișcă pe o traiectorie curbă apare o forță centrifugă:

$$C=\frac{v^2}{R} \tag{16.1}$$

Pentru mișcarea circulară,

$$C=m\omega^2R=m(2\pi n)^2R \tag{16.2}$$

În aceste ecuații,

C este forța centrifugă;
m — masa mobilului;
v — viteza mobilului (pentru mișcarea circulară, $v=\omega R$);
R — raza de curbură a traiectoriei;
ω — viteza unghiulară;
n — turația.

Ca și greutatea, forța centrifugă este o forță de masă (masică), adică o forță care se aplică unei mase.

Comparînd ecuațiile de mai sus cu ecuația $G=mg$ care exprimă valoarea forței (greutății) în cîmpul gravitațional caracterizat prin accelerația g, rezultă că expresiile v^2/R, ω^2R, $(2\pi n)^2R$ reprezintă accelerația cîmpului centrifugal.

Deși efectele cîmpului centrifugal sînt, calitativ, aceleași cu cele ale cîmpului gravitațional, există diferențe importante între cele două cîmpuri de forțe:

Scanned with OKEN Scanner

— înăuntrul unui sistem în mișcare curbilinie, forțele centrifuge variază în lungul normalei la traiectoria sistemului;

— direcția forțelor centrifuge este radială, ele nu sînt paralele ca forțele gravitaționale;

— intensitatea cîmpului de forțe centrifuge variază în lungul razei.

Raportul dintre intensitatea celor două cîmpuri (centrifugal și gravitațional), exprimat prin raportul dintre accelerațiile lor se numește *factor de eficacitate:*

$$z = \frac{C}{G} = \frac{\frac{mv^2}{R}}{mg} = \frac{v^2}{gR} = \frac{\omega^2 R}{g} = \frac{4\pi^2}{g} n^2 R \sim n^2 R \qquad (16.3)$$

Pentru centrifugele utilizate, factorul de eficacitate z are valorile:

— la centrifugele de mică eficacitate	30
— la centrifugarea cristalelor	100—150
— la centrifugarea zahărului	450—650
— la supercentrifuge	>3 000
— la ultracentrifuge	10^5—10^8

Centrifugarea este folosită pentru următoarele efecte de intensificare a operațiilor:

— accelerarea sedimentării;
— accelerarea filtrării;
— eliminarea mai înaintată a lichidului dintr-un material solid (desecare).

16.1.1. Sedimentarea în cîmp centrifugal

16.1.1.1. **Viteza de sedimentare.** Viteza de sedimentare în cîmp gravitațional (și în domeniul $Re < 1$) este dată de legea lui *Stokes* (ec. 14.11)

$$w_{o,g} = \frac{1}{18} d^2 \frac{\rho_1 - \rho_2}{\eta} g \qquad (16.4)$$

unde:

$w_{o,g}$ este viteza de sedimentare în cîmp gravitațional terestru;
d — diametrul particulelor care sedimentează;
ρ_1 — densitatea particulelor;
ρ_2 — densitatea lichidului;
η — viscozitatea lichidului;
g — accelerația gravitațională.

Viteza de sedimentare în cîmp gravitațional depinde deci de mărimea particulelor care sedimentează și de constantele fizice (ρ_1, ρ_2, η) ale sistemului dispers.

Ecuația (16.4) arată și posibilitățile de intensificare a sedimentării: mărirea diametrului particulelor (de exemplu prin aglomerare, coagulare), creșterea densităților, micșorarea densității lichidului, micșorarea viscozității lichidului (de exemplu prin încălzire). Aceste posibilități nu sînt totdeauna aplicabile cu efect sensibil. O altă posibilitate, incomparabil mai

Scanned with OKEN Scanner

eficace, pentru intensificarea operației, este creșterea accelerației, lucrînd într-un cîmp de accelerație mai mare, prin centrifugare.

La o distanță R de centrul de rotire, viteza de sedimentare $w_{0,\,c}$, în cîmp centrifugal, rezultă din înlocuirea accelerației gravitaționale g, din ecuația (16.4), prin accelerația $\omega^2 R$ a cîmpului centrifugal:

$$w_{0,\,c}=\frac{1}{18}\,d^2\,\frac{\rho_1-\rho_2}{\eta}\,\omega^2 R, \tag{16.5}$$

de $\omega^2 R/g=z$ ori mai mare decît viteza de sedimentare în cîmp gravitațional terestru.

Scriind viteza de sedimentare în forma

$$w_{0,\,c}=\frac{\mathrm{d}R}{\mathrm{d}\tau} \tag{16.6}$$

ca raport dintre o deplasare infinitezimală dR a mobilului (particula care sedimentează) în direcția razei traiectoriei și durata $d\tau$ necesară pentru această deplasare, se poate deduce, prin integrare, intervalul de timp (durata de sedimentare) necesar pentru parcurgerea distanței $(R_2—R_1)$ dintre raza exterioară R_2 și raza interioară R_1 a stratului de lichid din centrifugă:

$$\tau=\int_{R_1}^{R_2}\frac{\mathrm{d}R}{w_{0,\,c}}=18\,\frac{\eta}{d^2\omega^2(\rho_1-\rho_2)}\int_{R_1}^{R_2}\frac{\mathrm{d}R}{R} \tag{16.7}$$

cu rezultatul

$$\tau=18\,\frac{\eta}{d^2\omega^2(\rho_1-\rho_2)}\ln\frac{R_2}{R_1} \tag{16.8}$$

Viteza medie de sedimentare este:

$$\bar{w}_{0,\,c}=\frac{R_2-R_1}{\tau}=\frac{1}{18}\,d^2\,\frac{\rho_1-\rho_2}{\eta}\,\omega^2\,\frac{R_2-R_1}{\ln\dfrac{R_2}{R_1}} \tag{16.9}$$

Ultima fracție reprezintă *raza medie logaritmică* $\overline{R}$.

Deci, împreună cu ecuația (16.3),

$$\bar{w}_{0,\,c}=\frac{1}{18}\,d^2\,\frac{\rho_1-\rho_2}{\eta}\,\omega^2\bar{R}=w_{0,\,g}\,\frac{\omega^2\bar{R}}{g}=w_{0,\,g}\bar{z} \tag{16.10}$$

în care $\bar{z}$ este *factorul mediu de eficacitate* de-a lungul distanței $(R_2—R_1)$, egală cu grosimea stratului centrifugat.

Diametrul minim al particulelor sedimentate. Diametrul celor mai mici particule care se depun în timpul centrifugării se calculează în modul următor:

a) *Pentru centrifugele tubulare cu funcționare discontinuă*, diametrul minim d_m se deduce din ecuația (16.8):

$$d_m=3\sqrt{\frac{2\eta\ln(R_2/R_1)}{\omega^2(\rho_1-\rho_2)\tau}} \tag{16.11}$$

în care τ este durata centrifugării la turația de regim.

Scanned with OKEN Scanner

b) *Pentru centrifugele tubulare cu funcționare continuă,* viteza lichidului în lungul centrifugei este egală cu raportul dintre debitul de alimentare Q și secțiunea (inelară) a lichidului în timpul funcționării centrifugei

$$v=\frac{Q}{\pi(R_2^2-R_1^2)} \tag{16.12}$$

iar durata în care lichidul parcurge lungimea L a centrifugei este:

$$\tau'=\frac{L}{v}=\frac{\pi(R_2^2-R_1^2)}{Q}L \tag{16.13}$$

unde:

v este viteza lichidului în lungul centrifugei;
Q — debitul (volumic) al lichidului;
L — lungimea rotorului centrifugei;
τ' — durata de trecere a lichidului prin centrifugă.

Acele particule se vor depune în centrifugă pentru care durata τ de sedimentare din ecuația (16.8) este mai mică decît durata τ' din ecuația (16.13) în care lichidul trece prin centrifugă. Diametrul minim este diametrul particulelor pentru care $\tau=\tau'$:

$$18\frac{\eta}{d_m^2\omega^2(\rho_1-\rho_2)}\ln\frac{R_2}{R_1}=\frac{\pi(R_2^2-R_1^2)}{Q}L \tag{16.14}$$

sau, *diametrul minim,*

$$d_m=3\sqrt{\frac{2\eta}{\omega^2(\rho_1-\rho_2)}\frac{Q}{L}\frac{\ln(R_2/R_1)}{\pi(R_2^2-R_1^2)}} \tag{16.15}$$

Caracteristicile sedimentării într-un cîmp centrifugal comparate cu cele ale sedimentării în cîmp gravitațional terestru, sînt:

— viteze mai mari de sedimentare;
— sedimentarea particulelor mai fine, deci o separare mai înaintată a fazelor suspensiei; particule mai fine decît d_m din ecuațiile (16.11) și (16.15) se depun din straturile din apropierea pereților;
— suspensii cu diferență mică între densitățile ρ_1 și ρ_2 ale fazelor pot fi separate.

Separarea prin centrifugare a emulsiilor (sisteme eterogene lichid-lichid) se face pe baza diferenței dintre densitățile fazelor. Pentru diferențe ale densităților de peste 3%, separarea se face fără greutate. Cînd diferența scade sub 1%, vîrtejurile și curenții de lichid perturbă procesul; se remediază prin: 1) introducerea suprafețelor de stabilizare pentru atenuarea vîrtejurilor, 2) aducerea lichidului de separare chiar în zona de separare (între cele două faze separate), 3) divizarea lamelară (prin „discuri") a lichidului în centrifugă (16.2.3.4.).

Indicele Σ. Considerînd, în mod simplificat, viteza de sedimentare

$$w_{o,c}=\frac{1}{18}d^2\frac{\rho_1-\rho_2}{\eta}\omega^2R_2 \tag{16.16}$$

și durata trecerii prin centrifugă (cu rotor tubular) după ecuația (16.13)

$$\tau'=\frac{L}{v}=\frac{L}{Q/A}=\frac{LA}{Q}=\frac{V}{Q} \tag{16.17}$$

Scanned with OKEN Scanner

unde:

A este secțiunea transversală (perpendiculară pe direcția de curgere a lichidului în centrifugele tubulare continue;

$V=LA$ — volumul lichidului în centrifugă.

În acest timp τ', media distanței parcurse de particule pentru sedimentare este $s/2=(R_2-R_1)/2$:

$$\frac{s}{2}=\overline{w}_{0,c}\tau'=\frac{1}{18}d^2\frac{\rho_1-\rho_2}{\eta}\omega^2R_2\frac{V}{Q} \tag{16.18}$$

Debitul centrifugei dedus din ecuația (16.18) este

$$Q=\frac{1}{9}d^2\frac{\rho_1-\rho_2}{\eta}\omega^2R_2\frac{V}{s} \tag{16.19}$$

sau

$$Q=\left(\frac{1}{9}d^2\frac{\rho_1-\rho_2}{\eta}g\right)\left(\frac{\omega^2R_2}{g}\frac{V}{s}\right). \tag{16.20}$$

Prima paranteză este dublul vitezei de sedimentare în cîmp gravitațional și cuprinde, în afară de g, numai caracteristici ale suspensiei (d, ρ_1, ρ_2, η).

Grupul de mărimi din a doua paranteză — numit *indicele* Σ [1]

$$\Sigma=\frac{\omega^2R_2}{g}\frac{V}{s}=z\frac{V}{s} \tag{16.21}$$

cuprinde numai mărimi care caracterizează centrifuga (z, V, s). Indicele Σ are dimensiunile unei arii și reprezintă aria echivalentă a unui decantor obișnuit care ar produce același efect de sedimentare ca și centrifuga.

Ecuația (16.20) devine

$$Q=2\omega_{0,g}\Sigma \tag{16.22}$$

Pentru mai multe centrifuge, de construcție asemenea, care separă aceeași suspensie ($w_{0,g}$=constant), rezultă ecuația:

$$\frac{Q_1}{\Sigma}=\frac{Q_2}{\Sigma}=\ldots=2w_{0,g}=\text{const}, \tag{16.23}$$

care servește pentru compararea centrifugelor și pentru transpunerea model-prototip; se recomandă ca scara de transpunere să nu fie mai mare decît 2.

16.1.2. Filtrarea în cîmp centrifugal

Prin centrifugare sînt influențate favorabil două caracteristici ale operației de filtrare: viteza de filtrare și conținutul final de lichid (umiditatea) din precipitat.

Viteza de filtrare crește cînd se mărește presiunea pe suprafața filtrantă. Unul dintre mijloacele eficace pentru acest scop este filtrarea într-un cîmp centrifugal.

Scanned with OKEN Scanner

Se scrie ecuația (15.40) pentru un filtru de arie $A=1$ și cu rezistență neglijabilă a stratului filtrant ($V'=0$); cu aceste simplificări ecuația se reduce la

$$\frac{dV}{d\tau}=\frac{\Delta P}{\eta r_1 \varkappa V} \tag{16.24}$$

cu notațiile folosite la cap. 16.

După separarea variabilelor și integrare la presiune constantă

$$\int_0^V V\,dV=\frac{\Delta p}{\eta r_1 \varkappa}\int_0^\tau d\tau \tag{16.25}$$

se obține:

$$\frac{V^2}{2}=\frac{\Delta p}{\eta r_1 \varkappa}\tau \tag{16.26}$$

sau

$$V=\sqrt{2\frac{\Delta P}{\eta r_1 \varkappa}\tau} \tag{16.27}$$

Funcția (16.55) dă valoarea presiunii P_l asupra peretelui centrifugei, rezultată din rotirea lichidului:

$$P_l=\frac{\omega^2}{2}\rho_l (R_2^2-R_1^2). \tag{16.28}$$

În cazul filtrării prin centrifugare, P_l este suprapresiunea pe fața de intrare a suprafeței filtrante, deoarece pe fața de ieșire este presiune atmosferică; rezultă că P_l este egală cu ΔP din ecuația (16.27), deci:

$$V_c=\sqrt{\frac{\omega_l^2 \rho (R_2^2-R_1^2)}{\eta r_1 \varkappa}\tau}. \tag{16.29}$$

Raportul dintre cantitatea V_c de filtrat obținută în centrifugă și cantitatea V trecută, în același timp, printr-un filtru sub presiunea unui strat de lichid de grosime (R_2-R_1), corespunzînd la presiunea $(R_2-R_1)\rho_2 g$, este

$$\frac{V_c}{V}=\frac{\sqrt{\frac{\omega^2\rho_2 (R_2^2-R_1^2)}{\eta r_1 \varkappa}\tau}}{\sqrt{\frac{2(R_2-R_1)\rho_2 g}{\eta r_1 \varkappa}\tau}}=\sqrt{\frac{\omega^2 (R_2+R_1)}{2g}} \tag{16.30}$$

și, notînd $(R_2+R_1)/2=R_m$ (raza medie aritmetică), se obține:

$$\frac{V_c}{V}=\sqrt{\frac{\omega^2 R_m}{g}}=\sqrt{z}; \tag{16.31}$$

adică, raportul dintre debitul unei centrifuge și al unui filtru, de aceeași arie, este egal cu rădăcina pătrată a factorului de eficacitate.

Scanned with OKEN Scanner

16.1.3. Îndepărtarea lichidului îmbibat în materiale solide

Multe din aplicațiile centrifugelor filtrante derivă din posibilitatea de a îndepărta lichidul dintr-un sistem eterogen solid-lichid; exemple: uscarea pînzelor, îndepărtarea soluției inițiale din cristale, extragerea mierii din faguri.

Scurse în mod liber, cristalele rămîn cu 30—40% lichid aderent la suprafața lor; prin centrifugare, conținutul final de lichid în cristale scade la valori mai mici decît jumătate din conținutul amintit.

Curgerea unui lichid pe o suprafață verticală a fost studiată de *Nusselt*[1], grosimea filmului de lichid în curgere este (ec. 8.155).

$$\delta_g = \sqrt[3]{3\eta \frac{G_m}{\rho_2^2 g}}, \tag{16.32}$$

unde:

g este grosimea filmului de lichid în curgere pe o suprafață verticală, în cîmp gravitațional;
η — viscozitatea dinamică a lichidului;
G_m — debitul (de masă) al lichidului pe unitatea de lungime a pereților (măsurată transversal pe direcția de curgere);
ρ_2 — densitatea lichidului;
g — accelerația gravitațională.

Într-un cîmp de forțe centrifuge grosimea filmului care curge pe un perete vertical se deduce înlocuind, în ecuația (16.32), accelerația gravitațională g cu accelerația cîmpului centrifugal; ecuația devine

$$\delta_c = \sqrt[3]{3\eta \frac{G_m}{\rho_2^2 \omega^2 R}}. \tag{16.33}$$

Raportul dintre masa lichidului rămas pe solidul centrifugat, față de masa lichidului rămas pe solidul scurs liber sub influența gravitației, este egal cu raportul dintre grosimile filmelor în aceste două condiții:

$$\frac{\delta_c}{\delta_g} = \sqrt[3]{\frac{g}{\omega^2 R}} = \sqrt[3]{\frac{1}{z}}. \tag{16.34}$$

Acest rezultat teoretic indică reduceri de umiditate mai importante decît se constată experimental, nepotrivire provenită probabil din faptul că numai o parte a suprafețelor umede sînt în direcția forțelor (gravitaționale sau centrifuge).

16.1.4. Forma suprafeței lichidului în centrifugă

Poziția de echilibru a suprafeței unui lichid este perpendiculară pe direcția rezultantei forțelor care acționează asupra suprafeței.

Într-un recipient, suprafața unui lichid în repaus este orizontală pentru că forțele de gravitație, care acționează asupra ei, sînt verticale.

[1] Nusselt, W.Zt, VDI, 67, 1928, p. 206.

Scanned with OKEN Scanner

Suprafața lichidului într-o centrifugă ia o poziție astfel încît fiecare element de suprafață să fie perpendicular pe rezultanta celor două forțe care acționează pe elementul de suprafață: forța gravitației și forța centrifugă.

În fig. 16.1 este schițată o secțiune printr-o centrifugă cu axa de rotire verticală. Pe un element de arie M acționează: 1) forța gravitației (greutatea) $G=mg$ dirijată după verticala în M și 2) forța centrifugă $C=m\omega^2R$ dirijată radial, perpendicular pe raza de rotație. Valoarea și direcția forței rezultante F corespund diagonalei paralelogramului forțelor.

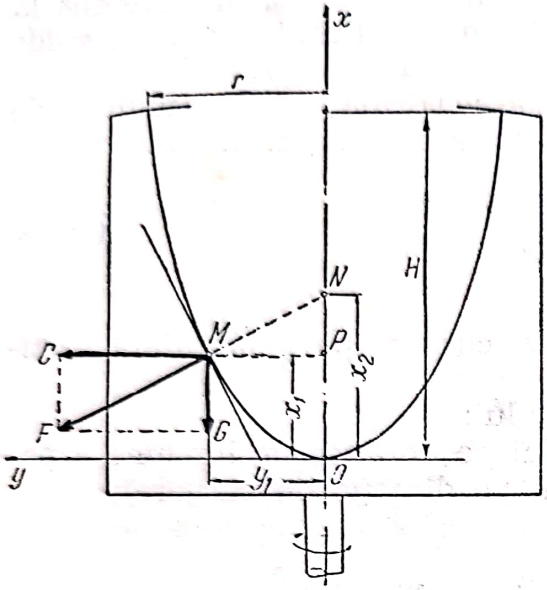


Fig. 16.1. Forma suprafeței lichidului în centrifugă.

Din asemănarea triunghiurilor dreptunghice FCM și NPM rezultă

$$\frac{\overline{FC}}{\overline{MC}}=\frac{\overline{NP}}{\overline{MP}}=\frac{G}{C}=\frac{g}{\omega^2R} \qquad (16.35)$$

de unde

$$\overline{NP}=\overline{MP}\,\frac{G}{C}=R\,\frac{g}{\omega^2R}=\frac{g}{\omega^2}=\text{const.} \qquad (16.36)$$

adică, distanța NP dintre intersecția N a normalei într-un punct oarecare M al suprafeței lichidului cu axa centrifugei și proiecția P a punctului M pe axă este constantă pentru toate punctele suprafeței lichidului. Acest rezultat este valabil pentru centrifugele cu axa de rotație verticală.

Se demonstrează, în continuare, că acest rezultat este o proprietate a parabolei. Fie sistemul de coordonate dreptunghiulare xOy (fig. 16.1) și x_1, y_1 coordonatele unui punct oarecare M pe parabola cu ecuația

$$y^2=2px, \qquad (16.37)$$

p fiind parametrul parabolei.

Coordonatele punctului M verifică ecuația parabolei:

$$y_1^2=2px_1. \qquad (16.38)$$

Tangenta în punctul M la parabolă are ecuația:

$$y-y_1=m(x-x_1)$$

coeficientul unghiular m fiind dat de derivata ecuației parabolei (16.37) în care se înlocuiește x cu x_1:

$$m=\frac{dy}{dx}=\sqrt{\frac{p}{2x_1}} \qquad (16.39)$$

Ecuația tangentei în punctul M este deci

$$y-y_1=\sqrt{\frac{p}{2x_1}}\,(x-x_1) \qquad (16.40)$$

Scanned with OKEN Scanner

Ecuația normalei la parabolă, în punctul M, este tot de forma ecuației tangentei (16.40) dar cu coeficientul $m'=-1/m$, deci

$$y-y_1=-\sqrt{\frac{2x_1}{p}}\,(x-x_1) \tag{16.41}$$

Intersecția N (de coordonate $x=x_2$, $y=0$) dintre normală și axă, rezultă din introducerea acestor coordonate în ecuația normalei, cu rezultatul:

$$x_2=x_1+y_1\sqrt{\frac{p}{2x_1}} \tag{16.42}$$

Segmentul NP este

$$\overline{NP}=x_2-x_1=y_1\sqrt{\frac{p}{2x_1}} \tag{16.43}$$

care, împreună cu ecuația (16.38), dă rezultatul:

$$\overline{NP}=\sqrt{2px_1}\sqrt{\frac{p}{2x_1}}=p=\text{const.} \tag{16.43}$$

Din ecuațiile (16.36) și (16.43)

$$p=\frac{g}{\omega^2} \tag{16.44}$$

iar ecuația parabolei care reprezintă secțiunea meridiană a suprafeței lichidului centrifugat este

$$y^2=2\frac{g}{\omega^2}x \tag{16.45}$$

sau

$$y=\sqrt{2\frac{g}{\omega^2}x} \tag{16.46}$$

Înlocuind în ecuația (16.39) valoarea parametrului p din ecuația (16.44), se obține:

$$\frac{dy}{dx}=\frac{1}{\omega}\sqrt{\frac{g}{2x_1}} \tag{16.47}$$

de unde rezultă că înclinația tangentei față de axa parabolei se micșorează cu cît turația centrifugei crește. La turațiile folosite în industrie, forma paraboloidului de rotație a lichidului poate fi aproximată printr-o suprafață cilindrică.

Poziția paraboloidului se determină din egalitatea volumului de lichid din centrifugă în repaus și în rotație, știind că volumul paraboloidului de rotație este

$$V_p=\frac{1}{2}\pi r^2H \tag{16.48}$$

în care r este raza bazei iar H, înălțimea paraboloidului.

Scanned with OKEN Scanner

16.1.5. Solicitarea peretelui centrifugei

Peretele centrifugei trebuie astfel dimensionat încît să reziste la solicitările forțelor centrifuge care apar ca efect al maselor în rotire: 1) solicitarea rezultată din rotirea peretelui și 2) solicitarea rezultată din rotirea lichidului.

16.1.5.1. Solicitarea rezultată din rotirea peretelui. Cînd centrifuga este goală, peretele ei este solicitat numai de forțele centrifuge ce se nasc în fiecare porțiune a materialului din care sînt construite elementele în mișcare. Se consideră aici numai peretele lateral, cilindric al centrifugei.

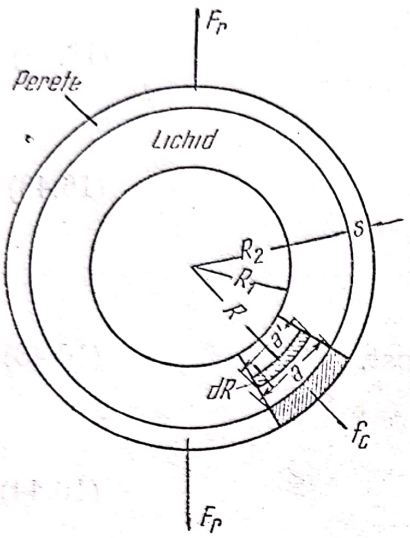


Fig. 16.2. Solicitarea peretelui centrifugei.

În fig. 16.2 este schițată o secțiune orizontală prin centrifugă. Pentru o porțiune — de înălțime h — în fiecare element (ca cel hașurat) se naște o forță centrifugă radială

$$f_c = m\omega^2 R_2 = ahs\rho_p\omega^2 R_2 \qquad (16.49)$$

unde:

f_c este forța centrifugă care se dezvoltă în elementul considerat;

a — lungimea unui element al peretelui (fig. 16.2);

h — înălțimea porțiunii considerate din peretele centrifugei;

s — grosimea peretelui;

ρ_p — densitatea materialului din care este construit rotorul centrifugei;

m — masa elementului considerat paralelipipedic (de volum ahs) și densitate ρ_p;

R_2 — raza rotorului.

Presiunea P_p care se dezvoltă pe suprafața rotorului este egală cu raportul dintre forța f_c și aria ah pe care ea acționează:

$$P_p = s\rho_p\omega^2 R_2 \qquad (16.50)$$

iar forța de rupere F_p este ca și în cazul unui recipient solicitat la presiune interioară:

$$F_r = hP_pD_2 = 2hP_pR_2 = 2hs\rho_p\omega^2 R_2^2 \qquad (16.51)$$

unde:

F_r este forța de rupere rezultată din rotirea centrifugei goale, pe porțiunea de înălțime h;

P_p — presiunea provenită din rotirea centrifugei goale;

$D_2 = 2R_2$ — diametrul rotorului.

Efortul unitar (repartizat pe cele două secțiuni de rupere, cu aria $2hs$) este:

$$\sigma_p = \frac{F_r}{2hs} = \rho_p\omega^2 R_2^2 \qquad (16.52)$$

Scanned with OKEN Scanner

Se constată că solicitarea peretelui din cauza rotirii masei proprii
— este independentă de grosimea peretelui;
— este proporțională cu densitatea materialului din care este construit rotorul centrifugei;
— este proporțională cu pătratul turației (vitezei unghiulare) și cu pătratul razei centrifugei.

16.1.5.2. **Solicitarea provenită din rotirea lichidului.** Se consideră că turația este destul de mare ca lichidul să formeze un strat practic cilindric, coaxial, pe peretele centrifugei. Metoda de calcul se poate aplica și pentru turații mai mici, la care condiția stratului cilindric este înlocuită cu cea a stratului parabolic, cu rază intermediară R valabilă pe înălțimea centrifugei.

Forța centrifugă provenită din rotirea unui element de lichid, cu dimensiunile a', h, dR (fig. 16.2), este:

$$df_{c,l}=a'h(dR)\rho_l\omega^2R \tag{16.53}$$

unde:

$df_{c,l}$ este forța centrifugă dezvoltată de elementul de lichid considerat;
a' — lungimea elementului de lichid;
h — înălțimea elementului de lichid;
dR — grosimea elementului de lichid;
R — distanța elementului de lichid pînă la axa centrifugei;
ρ_l — densitatea lichidului;
ω — viteza unghiulară.

Contribuția acestui element de lichid la presiunea lichidului pe peretele centrifugei este egală cu raportul dintre forța centrifugă și aria interioară a elementului:

$$dP_l=\frac{f_{c,l}}{a'h}=\rho_l\omega^2R(dR) \tag{16.54}$$

Presiunea întregului strat de lichid se obține prin integrare între raza interioară R_1 a stratului lichid și raza lui exterioară R_2 (egală cu raza centrifugei):

$$P_l=\int_{R_1}^{R_2}dP_l=\rho_l\omega^2\int_{R_1}^{R_2}RdR=\frac{1}{2}\rho_l\omega^2(R_2^2-R_1^2). \tag{16.55}$$

Solicitarea (efortul unitar) din cauza rotirii lichidului este:

$$\sigma_l=\frac{2hP_lR_2}{2hs}=\frac{1}{2}\rho_l\omega^2\frac{R_2}{s}(R_2^2-R_1^2). \tag{16.56}$$

16.1.5.3. **Solicitarea totală a peretelui centrifugei.** Este suma celor două solicitări calculate mai înainte:

$$\sigma_t=\sigma_p+\sigma_l=\omega^2R_2\left(\rho_pR_2+\frac{1}{2}\rho_l\frac{R_2^2-R_1)}{s}\right). \tag{16.57}$$

Solicitarea centrifugei variază cu conținutul de lichid între:
— o limită inferioară pentru $R_1=R_2$ (centrifuga goală):

$$\sigma_{min}=\sigma_p=\rho_p\omega^2R_2^2=z\rho_pgR \tag{16.58}$$

Scanned with OKEN Scanner

— o limită superioară pentru $R_1=0$ (centrifuga plină):

$$\sigma_{max}=\omega^2 R_2^2\left(\rho_p+\frac{1}{2}\rho_l\frac{R_2}{s}\right)=zgR\left(\rho_p+\frac{1}{2}\rho_l\frac{R_2}{s}\right). \quad (16.59)$$

16.1.6. Puterea necesară pentru acționarea centrifugei

Pentru antrenarea centrifugelor intervin următoarele consumuri de putere:

— puterea N_a necesară pentru aducerea maselor în mișcare, de la starea de repaus la turația de regim;

— puterea N_b necesară pentru aducerea lichidului din centrifugă la turația de regim;

— puterea N_c pentru învingerea frecării arborelui centrifugei în lagăre;

— puterea N_d pentru învingerea frecării dintre centrifugă și aerul înconjurător;

— puterea N_e pentru învingerea altor rezistențe ca, de exemplu: frecarea racletelor care îndepărtează sedimentul (la centrifugele cu funcționare continuă), frecarea lichidului în curgerea lui prin centrifugă ș.a.

Puterea de pornire este:

$$N_p=N_a+N_b+N_c+N_d+N_e \quad (16.60)$$

Puterea de regim:

— pentru centrifugele discontinue este:

$$N_{r,\,d}=N_c+N_d, \quad (16.61)$$

— pentru centrifugele continue este:

$$N_{r,\,c}=N_b+N_c+N_d+N_e \quad (16.62)$$

Puterea de regim este deci mai mică decît puterea de pornire. Puterea de pornire este cu atît mai mare cu cît durata de pornire (pînă la atingerea turației de regim) este mai mică.

Calculul puterii N_a. Lucrul mecanic (dL) pentru punerea în mișcare a unei mase elementare staționare (dm) este):

$$dL=\frac{v^2}{2}(dm)=\frac{\omega^2R^2}{2}(dm)=\frac{\omega^2}{2}(dI) \quad (16.63)$$

în care $dI=R^2(dm)$ este momentul de inerție, egal cu produsul între masă și pătratul distanței.

Lucrul mecanic trebuie calculat pentru toate masele în mișcare ale centrifugei. Pentru simplificare se va considera numai partea cilindrică a rotorului, pentru care momentul de inerție este:

$$I_a=M_pR_2^2=2\pi R_2hs\rho_pR_2^2 \quad (16.64)$$

M_p fiind masa peretelui cilindric al rotorului.

Scanned with OKEN Scanner

Lucrul mecanic pentru aducerea rotorului la turația de regim (cu simplificarea menționată) este:

$$L_a = \frac{\omega^2}{2} I_a = \pi h s \rho_p \omega^2 R_2^2 . \qquad (16.65)$$

Dacă durata de pornire este τ, puterea necesară pentru aducerea la turația de regim este:

$$N_a = \frac{L_a}{\tau} = \frac{\pi h s \rho_p \omega^2 R_2^3}{\tau} . \qquad (16.66)$$

Calculul puterii N_b. Se consideră că turația este destul de mare pentru ca lichidul să formeze un strat cilindric cu raza interioară R_1 și cu raza exterioară R_2.

Masa unui cilindru subțire, de grosime (dR), rază R și înălțime h, din lichidul centrifugat este:

$$dm_b = 2\pi R h \rho_l (dR) \qquad (16.67)$$

și momentul lui de inerție:

$$dI_b = 2\pi h \rho_l R^3 (dR). \qquad (16.68)$$

Pentru întregul strat de lichid, momentul de inerție este:

$$I_b = \int_{R_1}^{R_2} 2\pi h \rho_l R^3 (dR) = \frac{1}{2} \pi h \rho_l (R_2^4 - R_1^4), \qquad (16.69)$$

iar lucrul mecanic necesar pentru aducerea stratului de lichid din repaus la turația de regim este:

$$L_b = \frac{\omega^2}{2} I_b = \frac{1}{4} \pi h \rho_l \omega^2 (R_2^4 - R_1^4). \qquad (16.70)$$

Dacă centrifuga atinge turația de regim în timpul τ, puterea este:

$$N_b = \frac{I_b}{2} = \frac{1}{4} \pi h \rho_l \frac{\omega^2 (R_2^4 - R_1^4)}{\tau} . \qquad (16.71)$$

Calculul puterii N_c. Se folosește formula:

$$N_c = f \frac{M_c \omega^2 r}{\tau} \qquad (16.72)$$

în care:

f este coeficientul de frecare a arborelui centrifugei în lagăr, cu valoarea 0,07—0,1;

M_c — masa tuturor pieselor în mișcare ale centrifugei;

r — raza arborelui în zona lagărului.

Calculul puterii N_d. Se recomandă formula:

$$N_d = 0{,}736 \cdot 10^{-6} \xi D_2^2 v^3 \gamma_a \qquad (16.73)$$

în care:

N_d este consumul de putere prin frecarea rotorului cu aerul, în kW;

ξ — coeficientul de rezistență, egal în medie cu 2,2;

Scanned with OKEN Scanner

D_2 — diametrul exterior al rotorului, în m;
v — viteza periferică a rotorului, în m/s;
γ_a — greutatea specifică a aerului, în kgf/m^3.

Diagrama variației turației și puterii centrifugei. În fig. 16.3 este reprezentată variația turației și variația puterii unei centrifuge filtrante discontinue în timpul unui ciclu de centrifugare, format din următoarele faze:

— încărcare;
— pornirea și accelerarea centrifugei pînă la turația de regim;

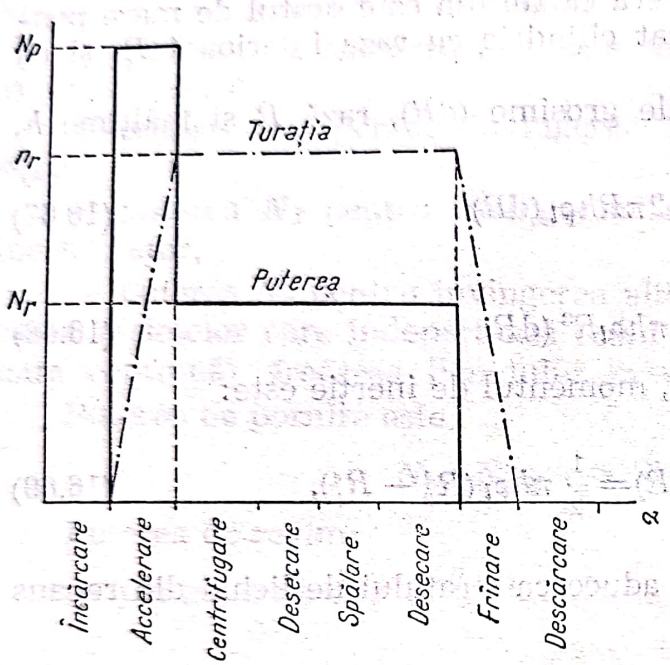


Fig. 16.3. Variația turației și puterii motorului în timpul unui ciclu de centrifugare:
τ — durata fazelor ciclului de centrifugare; n_r — turația de regim; N_p — puterea necesară, la pornire; N_r — puterea necesară, la turație de regim.

— centrifugarea propriu-zisă, la turația de regim;
— descărcarea sedimentului de soluția inițială;
— spălarea sedimentului;
— descărcarea sedimentului, după spălare;
— frînarea pînă la oprirea centrifugei;
— descărcarea sedimentului.

Numărul și durata fazelor de centrifugare variază cu proprietățile suspensiei și ale produsului, cu procesul tehnologic de centrifugare și cu caracteristicile centrifugei.

De exemplu, pentru filtrarea suspensiei de acid salicilic într-o centrifugă cu descărcarea prin gravitație, la turație redusă (fig. 16.8), procesul tehnologic prevede următoarele faze și durate ale ciclului de centrifugare:

— accelerarea centrifugei	2 min
— încărcarea în mers	15 min
— centrifugarea și descărcarea	10 min
— spălarea	15 min
— desecarea sedimentului spălat	55 min
— frînarea	3 min
— descărcarea	10 min
	110 min

Scanned with OKEN Scanner

16.1.7. Turația critică

Turația critică este turația la care frecvența de rotire este în rezonanță cu frecvența proprie a centrifugei. La turația critică o mică masă excentrică produce dezechilibrări care pot avaria centrifuga.

Figura 16.4 servește pentru o demonstrare sumară a vitezei critice. În fig. 16.4, *a*, este reprezentată schematic o centrifugă în repaus cu o masă excentrică m' situată la distanța e de axa de simetrie a rotorului. În fig. 16.4, *b* este aceeași centrifugă în rotație; din cauza forței centrifuge

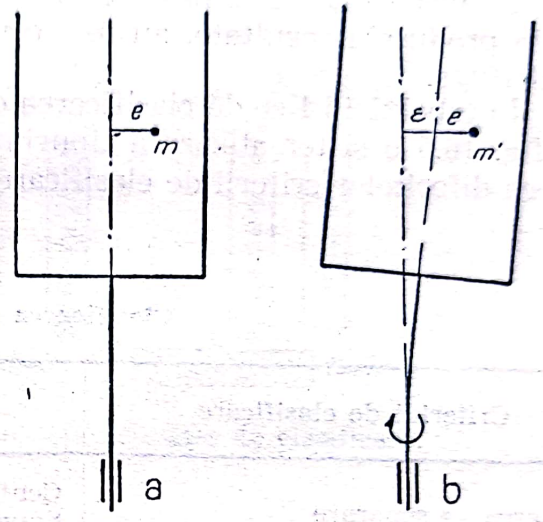


Fig. 16.4. Turația critică a centrifugelor:
a — în repaus; *b* — în rotație.

și a elasticității arborelui, axa de simetrie nu mai coincide cu axa de rotație, distanța dintre ele, la nivelul masei m', fiind ε.

Scriind că forța centrifugă F_c produsă de masa excentrică m', la viteza unghiulară ω, este

$$F_c = m'\omega^2(e+\varepsilon) \tag{16.74}$$

și că forța de redresare F_r care se opune dezechilibrării centrifugei, este proporțională cu distanțarea axelor

$$F_r = k\varepsilon \tag{16.75}$$

unde k este coeficientul de proporționalitate; rezultă la echilibrarea forțelor:

$$m'\omega^2(e+\varepsilon) = k\varepsilon \tag{16.76}$$

de unde

$$\varepsilon = \frac{m'\omega^2 e}{k - m\omega^2}. \tag{16.77}$$

Abaterea ε devine infinită la viteza unghiulară critică ω_{cr}, care se obține prin anularea numitorului fracției din ecuația (16.77):

$$\omega_{cr} = \sqrt{\frac{k}{m}}. \tag{16.78}$$

De obicei turația de regim este mai mare decît turația critică. Eventualitatea avariilor se poate preveni prin dispozitive limitatoare de abatere (tampoane elastice, inele). Efecte reduse se produc și la frecvențele armonice ale turației critice.

16.2. Tipuri de centrifuge

Ca urmare a numeroaselor condiții de lucru, impuse de materia primă și de produsele rezultate, au fost construite un mare număr de tipuri de centrifuge.

În tabelul 16.1 se dă clasificarea centrifugelor după diferite criterii, iar în fig. 16.5 o sistematizare a tipurilor de centrifuge rezultate din combinarea diferitelor criterii de clasificare.

Tabelul 16.1

Clasificarea centrifugelor

Criteriul de clasificare	Grupe de clasificare
Puterea de separare (factorul de eficacitate z)	Centrifuge normale ($z<3\,000$) Supercentrifuge ($z>3\,000$) Ultracentrifuge ($z>5\cdot10^5$)
Scopul centrifugării	Filtrarea suspensiilor granulare sau cristaline Sedimentarea (separarea) suspensiilor Separarea emulsiilor
Funcționarea	Discontinuă (în șarje) Continuă
Descărcarea (evacuarea precipitatului)	Manuală Prin gravitație, la turație redusă Cu pistoane pulsate Cu transportor elicoidal Cu cuțite și raclete Prin forță centrifugă Hidraulică
Poziția axei	Verticală Orizontală Oblică
Susținerea centrifugei	Suspendată Sprijinită
Acționarea	Superioară Inferioară

Scanned with OKEN Scanner

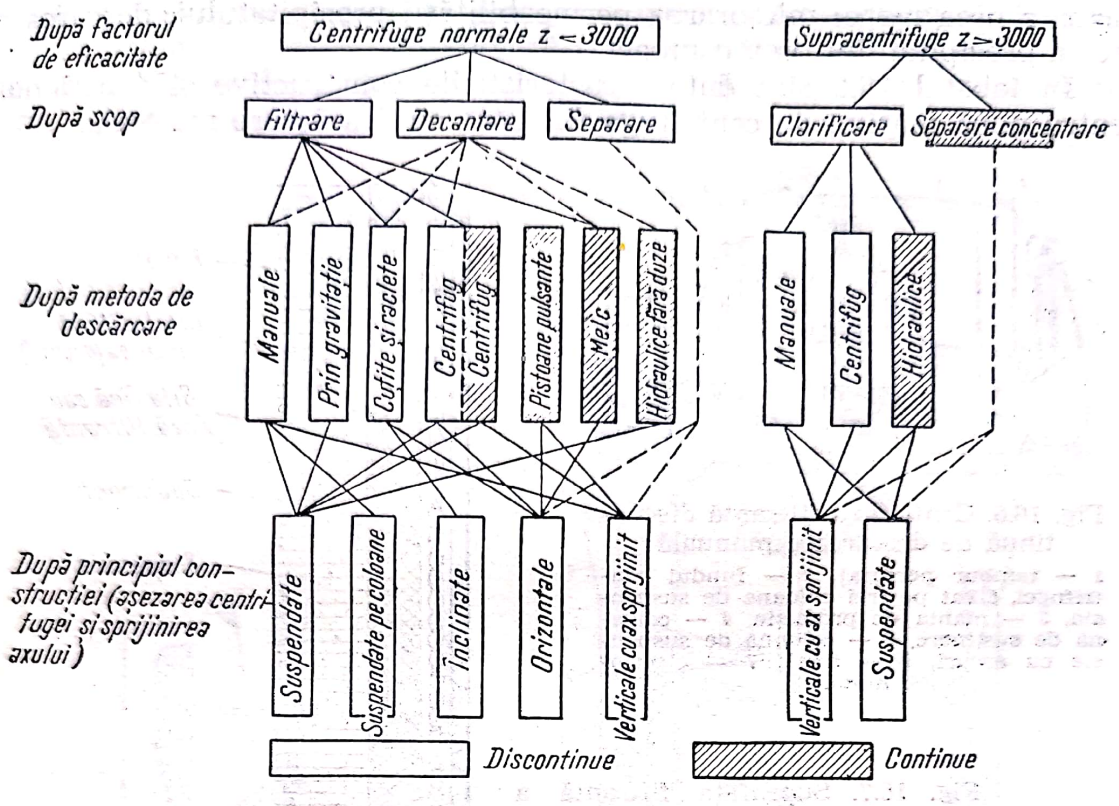


Fig. 16.5. Combinațiile obișnuite ale criteriilor de clasificare.

16.2.1. Centrifuge filtrante

Aceste centrifuge se caracterizează printr-un tambur perforat, căptușit cu sită sau pînză. Ele servesc pentru filtrarea suspensiilor, separarea cristalelor din soluția inițială, uscarea materialelor textile.

16.2.1.1. **Centrifuge filtrante cu funcționare discontinuă.** Cu aceste centrifuge se lucrează în șarje. Se construiesc, de obicei, cu axa verticală.

Centrifuge filtrante discontinue, cu descărcare manuală. Ciclul de centrifugare al acestor centrifuge are următoarele faze: încărcarea, pornirea și accelerarea pînă la turația de regim, centrifugarea propriu-zisă, spălarea precipitatului, descărcarea, frînarea pînă la oprire, descărcarea.

Tamburul acestor centrifuge (fig. 16.6) este fixat pe arborele vertical, rotit printr-o transmisie cu curea sau de un electromotor. Tamburul este perforat și armat cu cercuri de rezistență. Fundul tamburului are o ușoară înclinație spre periferie. Un capac inelar acoperă porțiunea unde se formează stratul de precipitat. Tamburul este înconjurat de o manta cilindrică, pentru captarea filtratului și prevenirea accidentelor. O conductă cu stropitor servește pentru spălarea precipitatului (cristalelor). Descărcarea precipitatului se face manual după oprirea centrifugei și deschiderea capacului. Suprafața filtrantă este alcătuită ca în fig. 16.7.

Aceste centrifuge sînt indicate pentru separarea suspensiilor care necesită o durată lungă de centrifugare și de spălare. Factorul de eficacitate z optim se determină experimental, ținînd seamă de inconvenientele unui

Scanned with OKEN Scanner

factor z prea mare: micșorarea permeabilității precipitatului, descărcarea grea a precipitatului prea compact.

În tabelul 16.2 sînt date caracteristicile constructive și funcționare pentru două mărimi de centrifuge filtrante cu descărcare manuală.

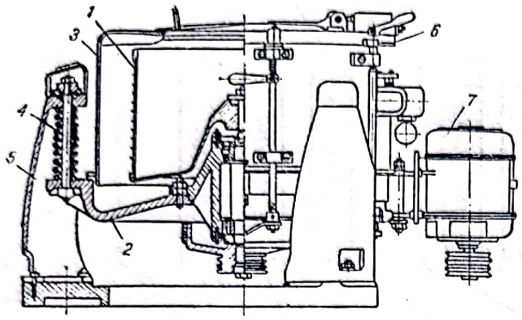


Fig. 16.6. Centrifuga filtrantă discontinuă de descărcare manuală:
1 — tambur perforat, *2* — fundul centrifugei, fixat pe trei coloane de suspensie, *3* — manta de protecție, *4* — coloană de susținere, *5* — coloană de suspensie cu arcuri, *6* — frînă, *7* — electromotor.

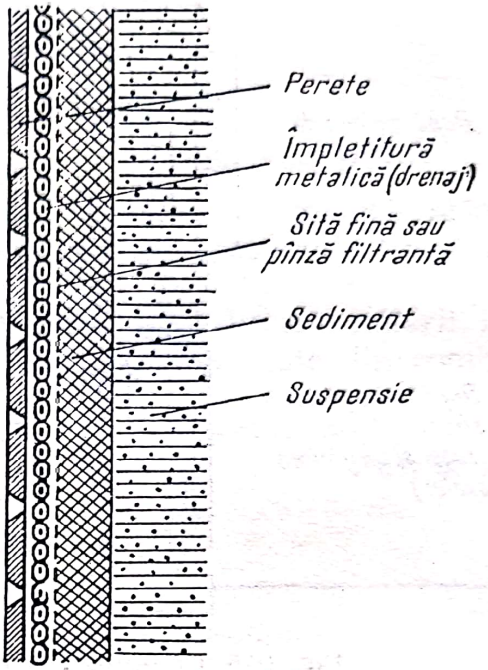


Fig. 16.7. Suprafața filtrantă a centrifugelor.

Tabelul 16.2

Caracteristicile a două centrifugi filtrante cu descărcare manuală

Diametrul tamburului	800	1 000	mm
Înălțimea tamburului	350	520	mm
Aria suprafeței filtrante	0,80	1,96	m^2
Conținutul de lichid în centrifugă	125	400	kg
Turația	1 200	850	rot/min
Presiunea pe sită	$9{,}7 \cdot 10^5$	$9{,}4 \cdot 10^5$	Pa
Producția de zahăr	125	2 000	kg/h
Puterea de pornire	6,6	13,2	kW
Puterea de regim	2,2	4,4	kW

Centrifuge filtrante discontinue, cu descărcare prin gravitație (fig. 16.8). Pentru a evita unele faze neproductive ale ciclului de centrifugare sau pentru a le micșora durata, au fost construite centrifuge la care încărcarea și descărcarea se face fără oprirea centrifugei.

Tamburul este suspendat de arborele centrifugei și are jumătatea lui inferioară conică, cu înclinarea mai mare decît unghiul taluzului natural al precipitatului. Atît timp cît centrifuga este în turație de regim, forța

Scanned with OKEN Scanner

centrifugă menține stratul de precipitat aderent la tambur; cînd turația scade, forța centrifugă se micșorează și precipitatul cade în pîlnia de sub tambur. Pe arborele centrifugei este fixat un disc care servește la distribuția uniformă a suspensiei pe tambur, în timpul încărcării.

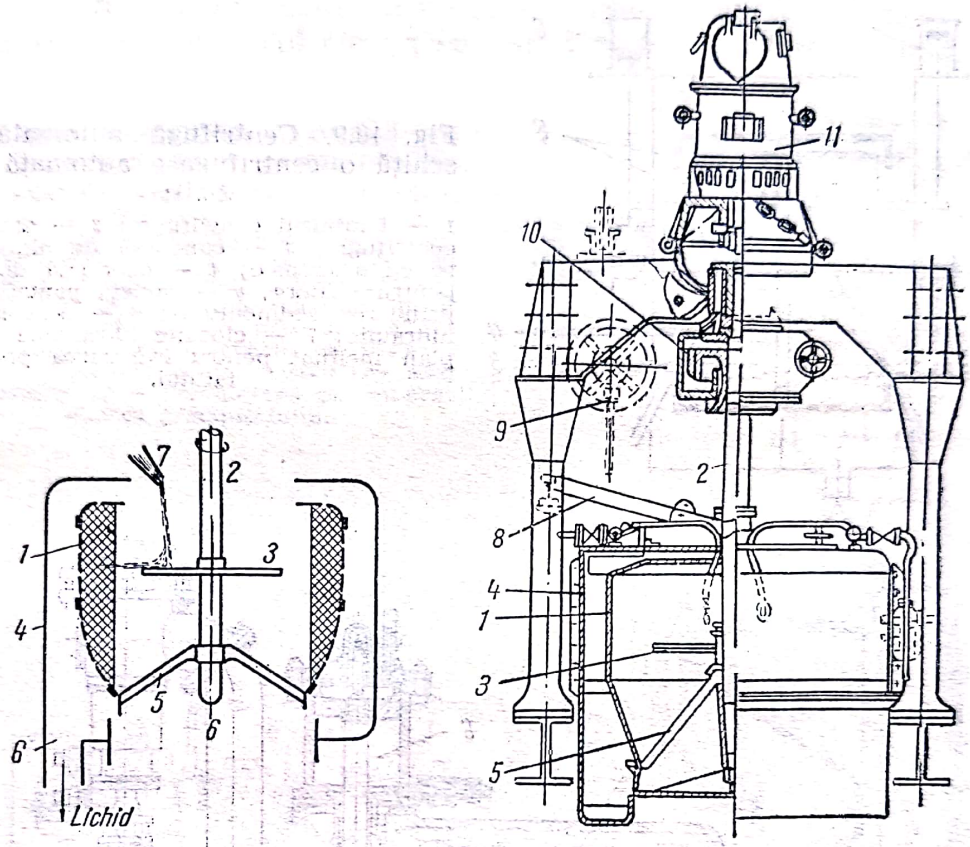


Fig. 16.8. Centrifugă filtrantă cu descărcare prin gravitație;
1 — tamburul centrifugei; *2* — arbore; *3* — disc pentru repartizarea suspensiei; *4* — manta de protecție; *5* — spițe pentru fixarea tamburelui de arbore; *6* — racord pentru evacuarea lichidului; *7* — conductă de alimentare; *8* — pîrghie pentru ridicarea discului; *9* — dispozitiv pentru manevrarea pîrghiei; *10* — frînă; *11* — electromotor.

Ciclul de centrifugare are următoarele faze: încărcarea și centrifugarea la turația de regim, spălarea, descărcarea, reducerea turației, descărcarea la turație redusă, accelerarea pînă la turația de regim pentru reînceperea unui nou ciclu de centrifugare.

Aceste centrifuge sînt recomandate pentru suspensiile care necesită o durată scurtă de centrifugare. Ele se construiesc cu diametrul tamburului cuprins între 1 000 și 1 200 mm și au factorul de eficacitate z între 1 200 și 600.

Centrifuge filtrante automate. Aceste centrifuge execută automat fazele centrifugării. Centrifuga schițată în fig. 16.9 este o centrifugă automată orizontală. Tamburul filtrant (perforat) se rotește continuu cu turația de regim. Fazele filtrării sînt comandate de un servomotor hidraulic care acționează periodic — după un program prestabilit — apropiind sau depărtînd racletele pentru evacuarea precipitatului și deschizînd sau închizînd alimentarea cu suspensie și cu apă de spălare. Centrifuga dublă are avantajul uniformizării în timp a efortului care variază mult în diferitele faze ale centrifugării.

Scanned with OKEN Scanner

Centrifugele automate sînt caracterizate prin productivitate mare, din cauza ciclului scurt de centrifugare (30—80 s); producțiile obișnuite variază între 1 și 25 t/h precipitat la centrifuge de 500—1 000 mm diametru. Construcții speciale pot funcționa la presiuni de pînă la $10 \cdot 10^5$ Pa.

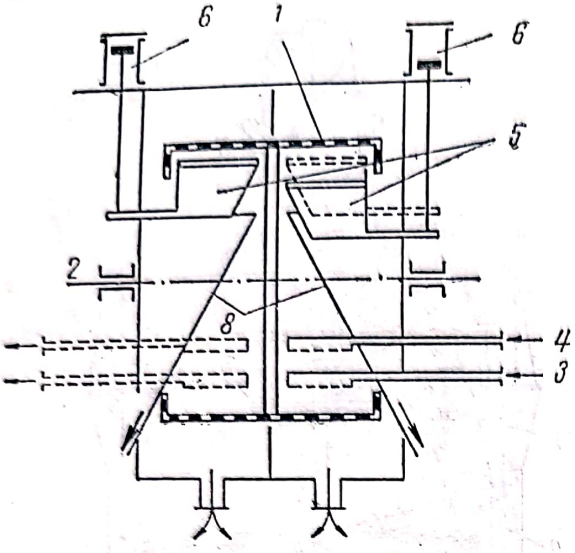
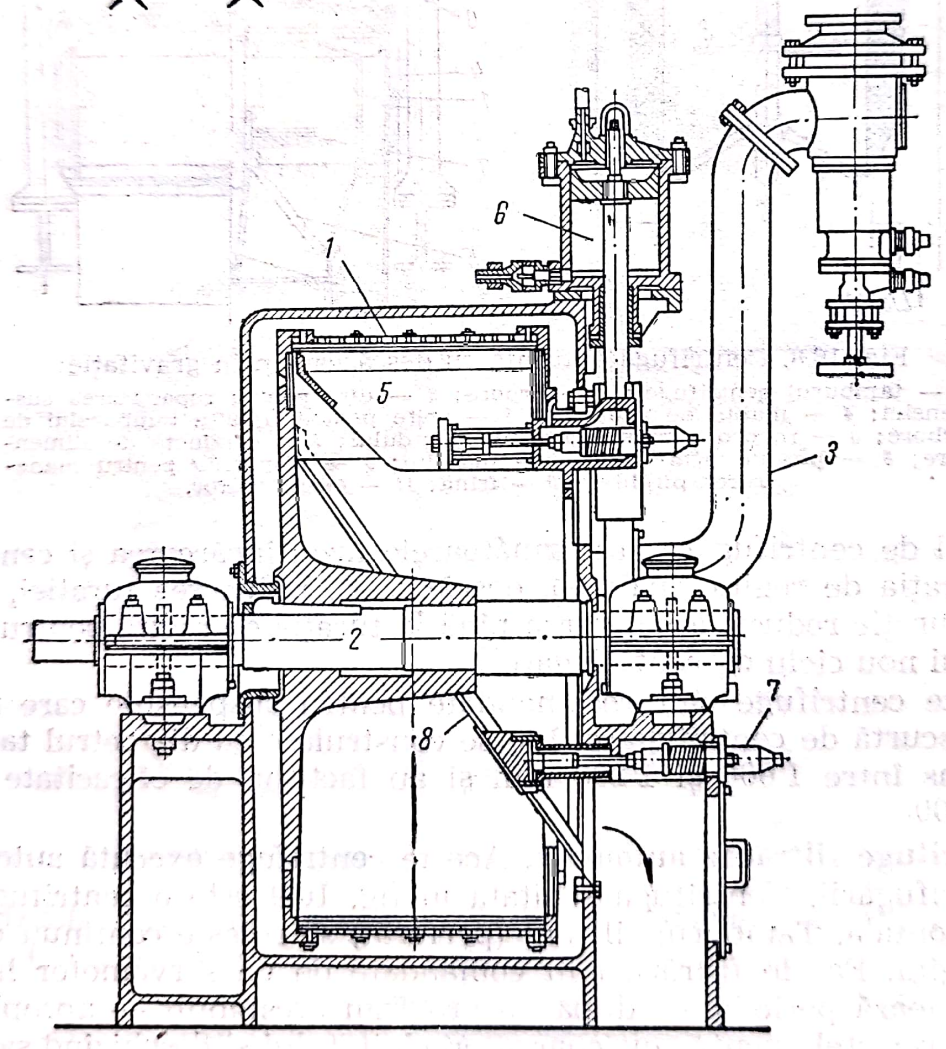


Fig. 16.9. Centrifugă automată (în schiță o centrifugare automată dublă):

1 — tamburul centrifugei; *2* — arborele centrifugei; *3* — conductă de alimentare cu suspensie; *4* — conductă de apă pentru spălare; *5* — racletă pentru desprinderea sedimentului; *6* — servomotor hidraulic; *7* — ciocane hidraulice; *8* — plan înclinat pentru evacuarea precipitatului.



16.2.1.2. **Centrifuge filtrante cu funcționare continuă.** La centrifugele filtrante continue alimentarea cu suspensie, spălarea precipitatului, evacuarea precipitatului, se fac continuu, neîntrerupt.

Scanned with OKEN Scanner

Centrifuge continue cu împingerea pulsată a precipitatului. Centrifuga schițată în fig. 16.10 este alimentată continuu cu suspensie prin conul interior, care se rotește împreună cu centrifuga; el este fixat de discul vertical, mișcat alternativ de la dreapta la stînga (cursa 40—50 mm) de către un mic piston acționat de un servomotor cu ulei, format dintr-un corp de pompă înăuntrul căruia se mișcă pistonul: cînd pistonul este împins (prin introducere de ulei sub presiune) spre dreapta, tija pistonului, montată în arborele tubular al centrifugei, împinge discul și acesta împinge treptat precipitatul către partea de evacuare.

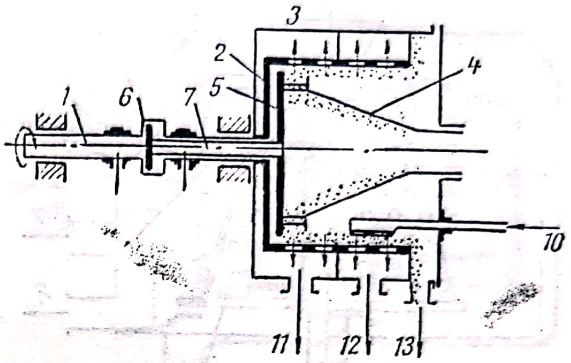
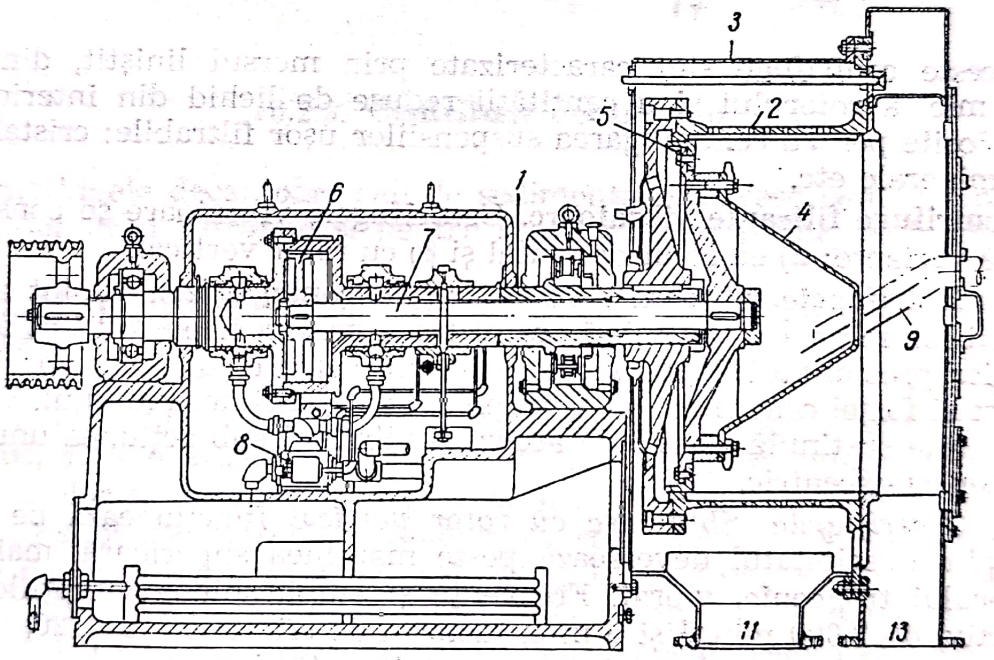


Fig. 16.10. Centrifugă continuă cu împingere pulsată a precipitatului: *1* — arborele centrifugei; *2* — tambur; *3* — manta de protecție; *4* — con interior; *5* — disc de împingere; *6* — piston; *7* — tija pistonului; *8* — pompă cu roți dințate pentru introducerea uleiului; *9* — conducta pentru introducerea suspensiei; *10* — conductă de apă pentru spălare; *11* — racord pentru evacuarea filtratului; *12* — racord pentru evacuarea apei de spălare; *13* — deschiderea pentru evacuarea precipitatului.



Aceste centrifuge au productivitate mare, însă dau un filtrat tulbure. Sînt indicate pentru suspensii ușor filtrabile. Se construiesc cu diametre pînă la 1 200 mm; factorul de eficacitate z este de 645 și 615 pentru centrifugele de 800, respectiv, 1 200 mm.

Variante ale acestui tip de centrifugă au tamburul filtrant în două sau trei trepte de diametru din ce în ce mai mare. Prin această construcție eficacitatea centrifugării crește.

Centrifuge filtrante cu tambur conic (fig. 16.11). În interiorul tamburului conic (perforat) al centrifugei se rotește, cu turația ceva mai mică, o suprafață elicoidală. Suspensia, introdusă prin pîlnia de alimentare de la

Scanned with OKEN Scanner

partea superioară a centrifugei, este proiectată pe fața interioară a tamburului. Filtratul trece prin suprafața filtrantă iar precipitatul alunecă spre baza conului cu o viteză determinată de pasul și de diferența de turație a suprafeței elicoidale. Apa de spălare se introduce, prin arborele tubular pe care este fixată suprafața elicoidală, aproximativ la jumătatea înălțimii tamburului.

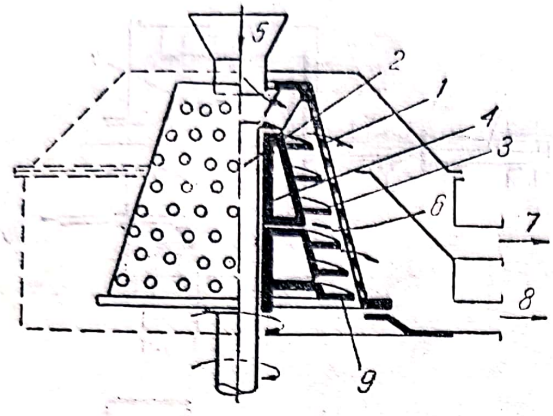


Fig. 16.11. Centrifugă filtrantă continuă cu tambur conic:
1 — tamburul centrifugei; *2* — arbore penru antrenarea tamburului; *3* — suprafață elicoidală; *4* — arbore pentru antrenarea suprafeței elicoidale; *5* — pîlnie de alimentare cu suspensie; *6* — intrarea apei de spălare; *7* — racord pentru ieșirea filtratului; *8* — ieșirea apei de spălare; *9* — ieșirea precipitatului.

Aceste centrifuge sînt caracterizate prin mersul liniștit, din cauza masei mici a rotorului și a cantității reduse de lichid din interiorul ei. Sînt folosite pentru centrifugarea suspensiilor ușor filtrabile: cristale, cărbune, minerale etc.

Centrifuge filtrante vibratoare. Centrifugele vibratoare se construiesc în două variante: α) cu rotor orizontal și β) cu rotor vertical.

a) *Centrifugele vibratoare cu rotor (tronconic) orizontal* sînt alimentate la baza mică a rotorului; filtratul trece prin peretele filtrant al rotorului, iar precipitatul depus înaintează spre capătul larg al rotorului atît ca efect al forței centrifuge cît și ca efect al vibrării ansamblului. Întreaga mașină este susținută elastic pe arcuri și vibrează sub acțiunea unui electromotor cu excentric.

b) *Centrifugele vibratoare cu rotor vertical* funcționează pe același principiu. Precipitatul deversează peste marginea superioară, mai largă, a rotorului tronconic, vibrat. Frecvența și amplitudinea vibrațiilor sînt, respectiv, de 2 000 min^{-1} și 6 mm, factorul de eficacitate $z=120$, producția 25—100 t/h pentru particule mai mari decît 150 μm.

16.2.2. Centrifuge mixte (decantoare filtrante)

În aceste centrifuge sînt întrunite cele două efecte ale centrifugării: sedimentarea și filtrarea.

Centrifuga decantoare filtrantă, schițată în fig. 16.12, este formată dintr-un tambur exterior, plin (neperforat), un tambur intermediar filtrant (perforat) și un con interior. Toate aceste trei elemente, coaxiale, sînt rotite de un arbore comun. Suspensia pătrunde în centrifugă prin pîlnia superioară de alimentare și este dirijată în spațiul dintre cele două tambure, unde particulele suspensiei sînt proiectate (decantate) pe fața interioară a tamburului plin iar lichidul, cu suspensii fine, filtrează prin tam-

Scanned with OKEN Scanner

burul intermediar, lăsînd pe fața lui exterioară precipitatul format din particulele fine ale suspensiei. Filtratul deversează peste marginea superioară a tamburului și este colectat de mantaua superioară, care servește și ca manta de protecție. Sedimentul se îndepărtează după demontarea centrifugei.

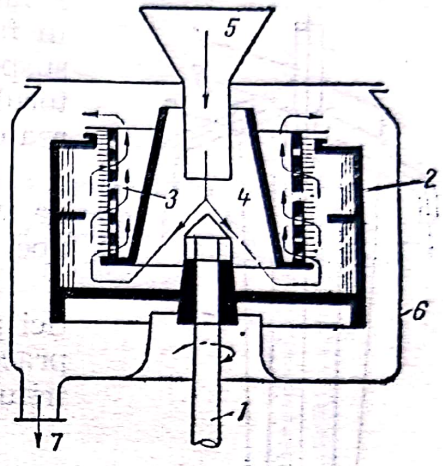


Fig. 16.12. Centrifugă mixtă (decantoare-filtrantă):
1 — arborele centrifugei; 2 — tambur plin (neperforat); 3 — tambur filtrant; 4 — con interior; 5 — pîlnie de alimentare; 6 — manta de protecție; 7 — manta pentru evacuarea filtratului.

16.2.3. Centrifuge decantoare

Centrifugele decantoare sau de sedimentare servesc pentru separarea suspensiilor greu filtrabile și pentru separarea emulsiilor, în fazele componente.

16.2.3.1. **Centrifuge analitice.** Aceste centrifuge sînt folosite pentru separarea fazei solide din suspensii, în scopuri analitice. Pe un arbore vertical sînt fixate două, patru sau șase brațe orizontale de care sînt articulate suporturile unor fiole cu fund conic sau subțiat. Cînd centrifuga este în repaus, fiolele atîrnă în poziție verticală; cînd centrifuga se rotește, poziția fiolelor se apropie de orizontală și sedimentul se depune în partea conică sau subțiată, gradată, a fiolelor. Se construiesc astfel de centrifuge cu fiole de la cîțiva centimetri cubi pînă la un litru, cu turații pînă la 8 000 rot/min și cu diametrul exterior de rotație între 200 și 400 mm.

16.2.3.2. **Centrifuge tubulare.** Din ecuația (16.3) rezultă că factorul de eficacitate al centrifugelor crește cu raza rotorului și cu pătratul turației; pe de altă parte, solicitarea mecanică a peretelui (ecuația 16.52) crește cu pătratul razei și cu pătratul turației. Ca urmare a acestor două rezultate, centrifugele cu eficacități înalte sînt caracterizate constructiv printr-un tambur cilindric cu diametru mic, care se rotește cu turația foarte mare. După cum funcționarea lor este intermitentă (în șarje) sau continuă, rotorul tubular este închis (cu capace înșurubate) la ambele capete sau are o deschidere de alimentare la partea inferioară și deschidere de ieșire la partea superioară. Rotorul este închis într-o manta de protecție, care asigură și alimentarea cu suspensie, cum și evacuarea produselor. Centrifuga este acționată cu curea de un electromotor.

Centrifuga tubulară pentru separarea fazelor emulsiilor și suspensiilor (schițată în fig. 16.13) are în partea inferioară a rotorului o deschidere de

Scanned with OKEN Scanner

alimentare și un mic dis distribuitor, iar la partea superioară deschideri pentru evacuarea fazei grele (prin deschideri periferice) și a fazei ușoare (prin deschideri mai apropiate de axă).

Emulsia sau suspensia este adusă, de la un rezervor, prin deschiderea de alimentare, este repartizată de discul distribuitor către peretele rotorului și prin deschiderile superioare iese separată în fazele componente. Dacă lichidul inițial are și suspensii solide, acestea se depun pe peretele rotorului și sînt evacuate după oprirea și deschiderea centrifugei.

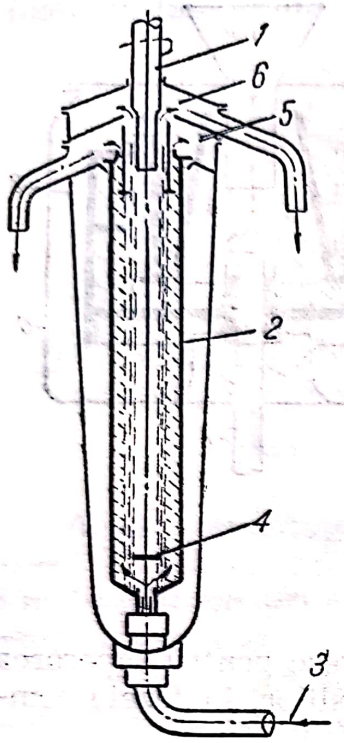


Fig. 16.13. Centrifugă tubulară (supercentrifugă):
1 — arborele centrifugei; *2* — tambur tubular; *3* — alimentarea cu emulsie sau cu suspensie; *4* — disc distribuitor; *5* — ieșirea fazei grele; *6* — ieșirea fazei ușoare.

Centrifugele tubulare servesc pentru separări de vaccinuri, sînge, bacterii, pentru îndepărtarea apei sau impurităților din uleiuri, lacuri etc.

În tabelul 16.3 sînt indicate cîteva caracteristici pentru două tipuri de centrifugi tubulare (supracentrifuge); o centrifugă de laborator și o centrifugă industrială.

Tabelul 16.3

Caracteristicile a două supercentrifuge

Tipul supercentrifugei	laborator	industrie	
Înălțimea rotorului	190	700	mm
Diametrul rotorului	44	142,5	mm
Turația	45 000	14 000	rot/min
Producția:			
— ulei de transformator	—	4 000	l/h
— benzina	—	6 000	l/h
Puterea necesară	—	3,7	kW

16.2.3.3. **Centrifuge cu camere.** Pentru scurtarea duratei centrifugării s-a împărțit spațiul din interiorul rotorului în camere, construind tamburul din mai mulți cilindri coaxiali, pe care suspensia îi parcurge consecutiv; ținînd seamă de razele lor, camerele au factorul de eficacitate din ce în ce mai mare, de la interior spre exterior (centrifugare fracționată).

În fig. 16.14 este prezentată schița unor centrifuge semicontinue, cu camere: alimentarea cu suspensie și evacuarea decantatului sînt continue iar îndepărtarea precipitatului este discontinuă (desfacerea centrifugei). Decantatul este evacuat printr-un dispozitiv „cu pipe" asemănător unui rotor de pompă centrifugă dar cu funcționare inversată; carcasa se învîrtește iar „rotorul" este staționar.

16.2.3.4. **Separatoare cu talere.** Cu scopul de a micșora distanța parcursă de fazele emulsiilor pentru separare în centrifugă, au fost construite separatoarele cu talere. Prin table subțiri, de formă conică, se împarte volumul lichidului din centrifugă într-un număr mare de straturi (de asemenea conice), înăuntrul cărora se face separarea fazelor; faza grea se

Scanned with OKEN Scanner

îndreaptă spre exterior, ajunge la fața interioară a conului imediat superior, pe care coboară spre periferia centrifugei și mai departe către dispozitivul de colectare și evacuare, faza ușoară se îndreaptă spre centru, pe fața superioară a conului de tablă inferior, și este condusă, separat, către un alt dispozitiv de colectare și evacuare (fig. 16.15). În timpul cen-

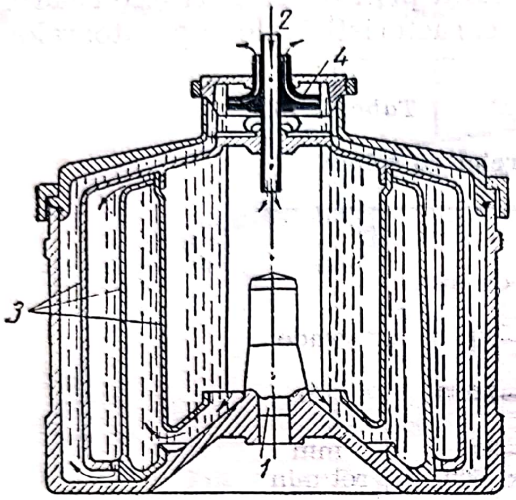


Fig. 16.14. Centrifuga cu camere:
1 — arborele centrifugei; *2* — intrarea suspensiei; *3* — pereți cilindrici formînd camere; *4* — dispozitiv cu pipe pentru evacuarea lichidului centrifugat.

trifugării, concentrația lichidului dintre conuri variază continuu de la concentrația mică în fază ușoară (în apropierea părții centrale) la concentrație mare în faza grea (la periferie). Lichidul alimentat între discuri

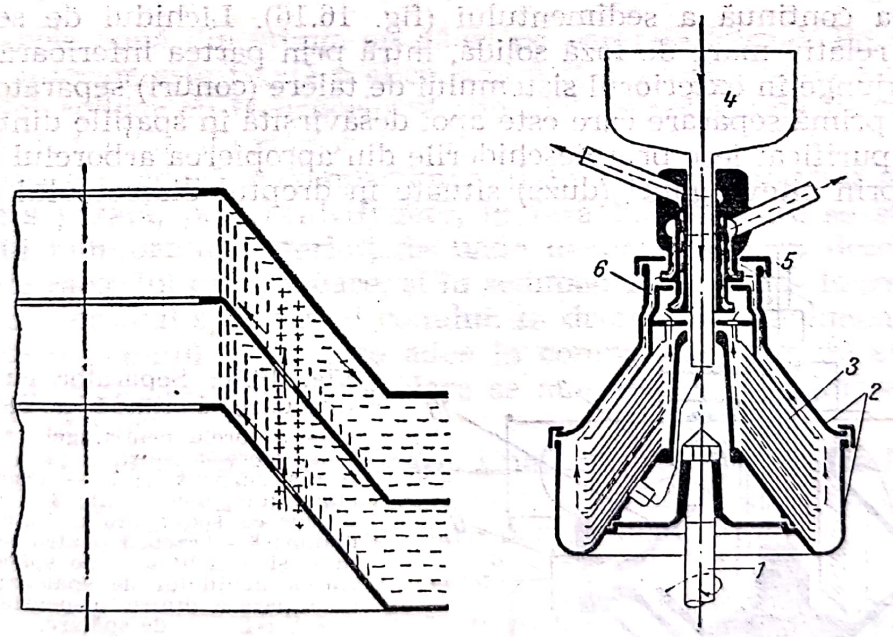


Fig. 16.15. Separator cu talere:
In detaliu, principiul separării fazelor între conuri: (+) emulsie de separat; (—) faza grea; (|) faza ușoară.
1 — arbore; *2* — tambur; *3* — conuri (talere); *4* — rezervor de alimentare; *5* — dispozitiv pentru colectarea fazei grele; *6* — dispozitiv pentru colectarea fazei ușoare.

nu trebuie să deranjeze acest echilibru al concentrațiilor; pentru aceasta discurile au găuri mari de alimentare în dreptul locului unde concentrația inițială a emulsiei corespunde concentrației locale dintre discuri (practic

Scanned with OKEN Scanner

locul găurilor se fixează astfel încît faza care trebuie să rezulte în puritate mai mare să parcurgă o distanță mai mare între discuri).

Din rezervorul de alimentare, emulsia coboară prin tubul central și intră, de jos în sus, prin găurile de alimentare din tabla conurilor, în spațiile de separare dintre conuri. După separare, faza ușoară este colectată lîngă tubul central, iar faza grea este colectată prin deschideri exterioare.

În tabelul 16.4 sînt prezentate cîteva caracteristici ale separatoarelor cu talere.

Tabelul 16.4

Caracteristicile separatoarelor cu talere

Distanța minimă dintre conuri	zecimi de mm	
Înclinația conurilor	30—40	grade
Productivitatea separatoarelor	40—7 500	l/h
Diametrul rotorului	200—300	mm
Turația	aprox. 600	rot/min

16.2.3.5. Separatoare cu talere, cu evacuarea continuă a sedimentului. Separatoarele obișnuite nu pot separa sisteme disperse cu fază solidă. Pentru înlăturarea acestui inconvenient, au fost construite separatoare cu evacuarea continuă a sedimentului (fig. 16.16). Lichidul de separat, cu conținut relativ mare de fază solidă, intră prin partea inferioară a centrifugei și ajunge în exteriorul sistemului de talere (conuri) separatoare, unde are loc o primă separare care este apoi desăvîrșită în spațiile dintre conuri. Lichidul purificat iese prin deschiderile din apropierea arborelui iar nămolul iese prin cîteva găuri (duze) situate în dreptul diametrului maxim al

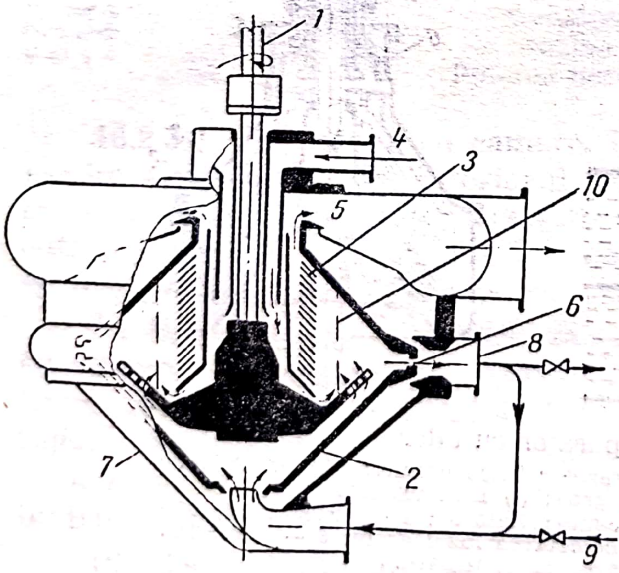


Fig. 16.16. Separator cu talere, cu evacuare continuă a sedimensului:
1 — arborele centrifugei; *2* — tambur; *3* — talere (conuri) suprapuse; *4* — intrarea suspensiei; *5* — ieșirea fazei lichide (dispersantului); *6* — duză pentru evacuarea sedimentului (nămolului); *7* — manta; *8* — racord pentru ieșirea nămolului și a lichidului de spălare; *9* — intrarea lichidului de spălare; *10* — zona de separare dintre suspensiei și lichidul de spălare.

tamburului. Construcția mai realizează o operație interesantă: spălarea nămolului de lichidul inițial (recuperarea fazei lichide inițiale) prin introducerea unui lichid de spălare: lichidul de spălare (care trebuie să fie

Scanned with OKEN Scanner

mai uşor decît faza lichidă care se separă) circulă, în circuit închis, între racordul de ieşire a nămolului şi conducta de alimentare cu lichid de spălare (se adaugă şi se evacuează continuu lichid de spălare).

16.2.3.6. **Centrifuge decantoare continue, cu transportor elicoidal.** Centrifuga decantoare schiţată în fig. 16.17 are un tambur conic, exterior şi un tambur cilindric, coaxial, interior, împărţit în trei compartimente,

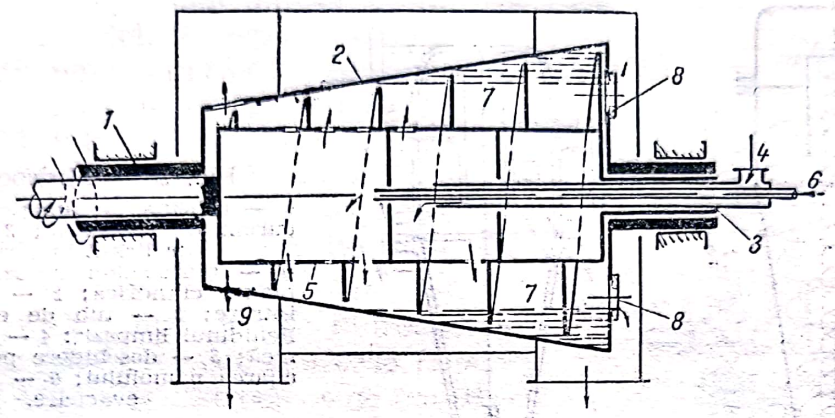


Fig. 16.17. Centrifugă decantoare cu transportor elicoidal:
1 — arborele tubular pentru rotirea tamburului exterior; *2* — tamburul conic exterior; *3* — arbore tubular pentru rotirea tamburului; *4* — alimentarea suspensiei; *5* — tambur interior, cu transportor elicoidal; *6* — intrarea apei de spălare; *7* — suprafaţa lichidului separat; *8* — deschideri reglabile pentru deversarea lichidului; *9* — deschideri pentru evacuarea sedimentului.

dintre care cele două din stînga au găuri pe peretele lateral. Pe peretele tamburului interior este fixată o elice conică (transportor elicoidal). Tamburul interior solidar cu transportorul elicoidal, se roteşte cu turaţie ceva mai mică decît tamburul exterior.

Suspensia este adusă în compartimentul din mijloc al tamburului interior şi este separată, prin centrifugare, în faza lichidă, care se adună la baza conului tamburului exterior, de unde deversează, prin deschiderile laterale, spre racordul de evacuare, şi în sedimentul care este îndreptat de transportorul elicoidal spre vîrful conului. În drumul său, sedimentul este spălat de către lichidul de spălare adus în compartimentul din stînga al tamburului interior. Lichidul de spălare se amestecă şi iese împreună cu dispersantul suspensiei.

16.2.3.7. **Alte centrifuge decantoare.** Unele dintre centrifugele filtrante sînt construite şi ca centrifuge decantoare, cu modificările constructive corespunzătoare: tambur plin, deversoare pentru lichid.

16.2.4. Ultracentrifuge

Ultracentrifugele sînt construcţii speciale, caracterizate prin eficacităţi foarte înalte ($z > 5 \cdot 10^5$). Mijloacele folosite pentru atingerea acestui rezultat sînt: rotoare tubulare cu diametrul mic (cîţiva milimetri), construite din metale uşoare (aliaje uşoare, beriliu), susţinute pe lagăre cu gaze sau susţinute prin suspensie magnetică fără lagăre, turaţii foarte mari (uneori peste 10^6 rot/min), funcţionare în mediu de hidrogen sau în vid.

Scanned with OKEN Scanner

16.3. Hidrocicloane

Introdus în industrie din anul 1930, ca aparat de separare, sub formă de nămol subțire, a fazei disperse solide din suspensii, construcția și funcționarea hidrociclonului (fig. 16.18) se aseamănă cu ale cicloanelor (17.2.3.1).

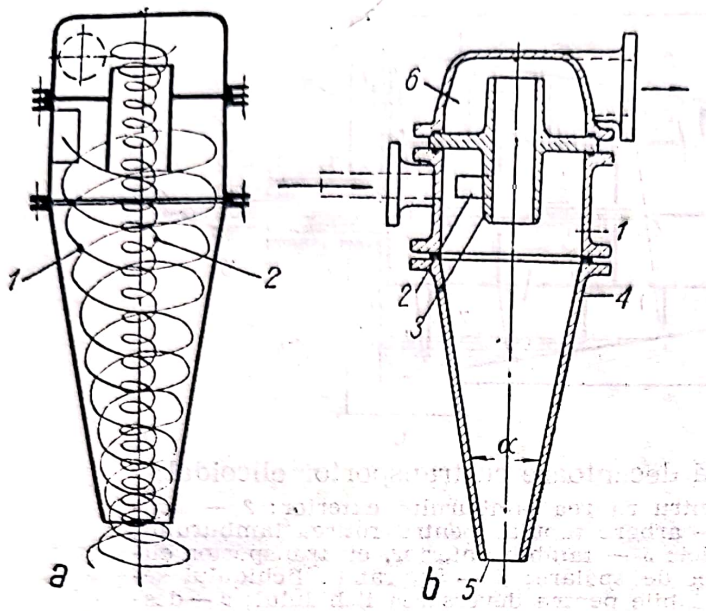


Fig. 16.18. Hidrociclon:
a — schema de funcționare; *1* — curent de suspensie; *2* — curent de lichid limpezit;
b — hidrociclon industrial; *1* — manta cilindrică; *2* — racord de intrare; *3* — tub de evacuare a lichidului limpezit; *4* — manta conică; *5* — deschidere pentru evacuarea nămolului; *6* — cameră de evacuare.

Suspensia este pompată cu viteză mare, prin racordul de intrare tangențială în hidrociclon; înăuntrul hidrociclonului suspensia parcurge un drum descendent, elicoidal, pînă la vîrful conului, se întoarce continuînd mișcarea elicoidală în sens ascendent în apropierea axei și iese ca lichid mai mult sau mai puțin tulbure prin racordul de evacuare de la partea superioară a hidrociclonului. În timpul mișcării elicoidale descendente a suspensiei în hidrociclon, particulele solide sînt proiectate spre peretele conului și sînt evacuate pe la vîrful hidrociclonului ca nămol subțire; consistența nămolului se reglează prin debitul său (la debit constant al suspensiei), cu ajutorul unei valve montate la vîrful hidrociclonului.

În tabelul 16.5 sînt indicate cîteva caracteristici ale hidrocicloanelor.

Tabelul 16.5

Date caracteristice pentru hidrocicloane

Mărimea particulelor separate	200—2	μm
Debitul suspensiei	0,05—6	m^3/min
Suprapresiunea suspensiei la intrarea în hidrociclon	$0{,}34 \cdot 10^5$—$7{,}8 \cdot 10^5$	Pa
Diametrul hidrociclonului	75—600	mm

Avantajele principale ale hidrocicloanelor sînt: dimensiuni foarte mici, productivitate mare, construcție simplă, manoperă redusă, funcționare sigură, cost de investiție mic; dezavantaje: cost relativ mare de ex-

Scanned with OKEN Scanner

ploatare din cauza consumului mare de energie la pompe și eroziunea peretelui. Distrugerea aparatului prin eroziune poate fi atenuată sau înlăturată prin folosirea materialelor dure (oțel dur, gresie) sau elastice (cauciuc).

Baterii de hidrocicloane. Ca și la cicloanele pentru suspensii gazoase, eficiența hidrocicloanelor este mărită prin micșorarea diametrului și asocierea, în baterie, a mai multor unități, pe care suspensia le parcurge în serie sau în paralel. Se separă, astfel, particule cu diametre pînă la 2—20 μm.

În fig. 16.19 este schițată o baterie formată din 24 hidrocicloane cu diametrul de 15 mm, pe care suspensia le poate parcurge în una, două sau trei trepte; suprapresiunea necesară la pompare este de $8 \cdot 10^5$ Pa iar debitul suspensiei de 100 l/min.

O variantă interesantă de hidrocicloane multiple este construcția *Doxie (Dorr-Oliver)*, în care șase hidrocicloane (cu diametrul de cîte 10 mm) sînt strunjite într-un bloc comun (de 75 mm diametru și 107 mm înălțime). Producția aparatului atinge 2 000 l/h. Se poate lucra pînă la presiuni de $200 \cdot 10^5$ Pa și temperaturi pînă la 450°C. Separarea este foarte eficace: se elimină particulele de 1—2 μm. Pierderea de presiune este de ordinul a 10^5 Pa.

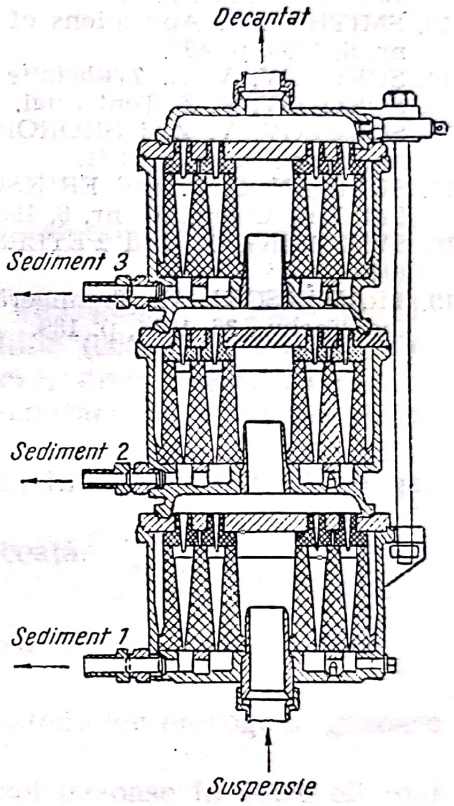


Fig. 16.19. Baterie de hidrocicloane (*Dorr-Oliver*).

BIBLIOGRAFIE

1. AMBLER, C. M. *Indicele Σ pentru centrifuge*. În: Chem. Eng. Progr., *48*, 1952, p. 150.
2. AMBLER, C. M. *Centrifuges*. În: PERRY, J., Chemical Engineers' Handbook, fourth Edition, New York, McGraw Hill, 1963.
3. AMBLER, C. M. Theory of Centrifugation. În: Ind. Chem. Eng. 53, nr. 5, 1963, p. 430.
4 BROWN, G. G. *Unit Operations*, New York, J. Wiley, 1950.
5. COULSON, J. M. and RICHARDSON, J. F. Chemical Engineering, 2-nd Bd. London, Pergamon Press, 1955.
6. FLOWERS, A. E. Centrifuges. În: PERRY J., Chemical Engineers' Handbook, third Edition. New York, McGraw Hill, 1950.
7. KASATKIN, A. G. *Procese și aparate principale în tehnologia chimică* (trad. din l. rusă), ediția a II-a. București, Editura tehnică, 1963.

Scanned with OKEN Scanner

Separarea sistemelor gazoase eterogene

17.1. Generalităţi

17.1.1. Proveniența sistemelor gazoase eterogene

În tehnologia chimică, sisteme gazoase eterogene — formate din gaze conținînd suspensii solide (praf) sau lichide (ceață) — rezultă din:

— operații mecanice de măcinare, cernere, amestecare, fluidizare, manipulări de pulberi etc., adică operații cu contact între un gaz și un material solid pulverulent;

— procese chimice de ardere, prăjire etc., între un solid și un gaz sau între două gaze, cu formare de fum;

— operații de condensare, cu formare de ceață.

17.1.2. Scopul separării

Scopul separării fazelor componente ale sistemelor eterogene gazoase este multiplu:

— purificarea gazului, adică obținerea fazei gazoase în stare cît mai pură, cînd gazul este componentul valoros al amestecului; exemple: purificarea gazelor de la furnalele înalte, purificarea gazelor de la arderea piritei;

— recuperarea componentului solid sau lichid prețios: de exemplu: captarea prafului de lapte, ouă etc. rezultat de la uscarea prin pulverizare, recuperarea prafului de ciment, recuperarea pulberilor metalifere din gazele de la cuptoarele metalurgice, colectarea negrului de fum, recuperarea acidului sulfuric care se găsește în formă de ceață;

— înlăturarea influențelor nocive asupra muncitorilor fabricilor sau asupra populației și mediului înconjurător; exemple: condiționarea aerului (eliminarea prafului de silice sau a pulberilor metalifere), îndepărtarea fumului din gazele de ardere, îndepărtarea noxelor din gazele motoarelor cu explozie;

— protecția utilajelor împotriva acțiunii erozive a prafului din spațiu de lucru, de exemplu: purificarea gazelor de la furnalele înalte pentru a le folosi drept combustibil în motoarele cu combustie internă;

— îmbunătățirea produselor fabricate prin eliminarea prafului din spațiul de fabricație, de exemplu: la fabricarea materialelor fotografice, produselor farmaceutice;

Scanned with OKEN Scanner

— obținerea pulberilor fine și mărirea randamentului morilor prin antrenarea pulberilor într-un curent de aer, urmată de recuperarea pulberilor din gazul antrenant;

— separarea pulberilor antrenate în operațiile de fluidizare și de transport pneumatic.

Pentru dimensiunile particulelor de praf sau de ceață v. fig. 4.1, vol. I.

Se va acorda o mare atenție posibilității de explozie cînd se tratează aerosoli cu particule de cărbune sau organice.

17.1.3. Eficacitatea separării

Eficacitatea unei instalații de separare a prafului din gaze se exprimă în multe moduri, astfel:

— *eficacitatea de colectare*, η, egală cu raportul dintre masa C a prafului colectat în instalație și masa I a prafului intrat în instalație

$$\eta = \frac{C}{I} \tag{17.1}$$

— *conținutul de praf rămas în gazul epurat*, în g/m³.

17.2. Procedee și instalații de separare

Următoarele procedee se aplică în industrie pentru separarea fazelor componente ale sistemelor (amestecurilor) eterogene gazoase (v. și fig. 4.1).

— procedee prin sedimentare;
— procedee bazate pe inerție (impact);
— procedee prin centrifugare;
— procedee umede;
— procedee prin filtrare;
— procedee electrice;
— procedee sonice.

17.2.1. Procedee de separare prin sedimentare

Separarea prin sedimentarea se realizează trecînd gazul cu viteza mică prin camere de desprăfuire destul de mari pentru ca praful din gaz să aibă timp suficient să se depună.

Viteza de sedimentare a fost definită în capitolul 14 prin ecuațiile (14.11), (14.12) și (14.13). Ținînd seamă că densitatea gazului este neglijabilă în comparație cu densitatea fazei dispersate, aceste ecuații devin, cînd faza dispersantă este gazoasă:

— în domeniul de valabilitate a legii lui *Stokes* (Re<1),

$$w = \frac{1}{18} d^2 \frac{\rho_1}{\eta} g \tag{17.2}$$

Scanned with OKEN Scanner

— în domeniul intermediar ($1 < Re < 10^3$),

$$w = 0{,}150\, d^{1{,}14}\, \frac{g^{0{,}71} \cdot \rho_1^{0{,}72}}{\eta^{0{,}43} \cdot \rho_2^{0{,}29}} \qquad (17.3)$$

— în domeniul de valabilitate a legii lui *Newton* ($10^3 < Re < 10^5$):

$$w = 1{,}74 \sqrt{d\, \frac{\rho_1}{\rho_2}\, g} \qquad (17.4)$$

În ecuațiile (17.2)—(17.4),

w este viteza de sedimentare;
d — diametrul particulei;
ρ_1 — densitatea particulei (solide sau lichide);
ρ_2 — densitatea gazului;
η — viscozitatea gazului;
g — accelerația gravitațională.

Diametrele care delimitează cele trei domenii de sedimentare rezultă din ecuațiile (14.14) și (14.15).

— între domeniul de valabilitate a legii lui *Stokes* și domeniul intermediar:

$$d_{S,i} = 2{,}62 \sqrt{\frac{\eta^2}{g\, \rho_1 \rho_2}} \qquad (17.5)$$

— între domeniul intermediar și domeniul de valabilitate a legii lui *Newton:*

$$d_{i,N} = 69{,}1 \sqrt{\frac{\eta^2}{g\, \rho_1 \rho_2}} \qquad (17.6)$$

17.2.1.1. **Camere de sedimentare.** În forma cea mai simplă, camerele de sedimentare (de desprăfuire) sînt încăperi mari, paralelipipedice, pe care gazul de purificat le parcurge, în lungul lor, cu viteza mică.

O particulă care a intrat în camera de sedimentare (fig. 17.1) se găsește sub acțiunea vitezei orizontale a gazului și a vitezei de sedimentare. Particula se mișcă în direcția rezultantei acestor două viteze și se va depune, pe fundul camerei, în punctul B, în care prelungirea rezultantei vitezelor intersectează podeaua camerei. Particulele mai mari se depun la stînga punctului B, iar cele mai mici la dreapta acestui punct. Particulele cele mai fine care se depun sînt cele a căror direcție de de-

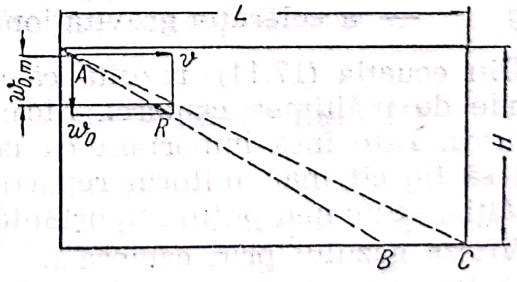


Fig. 17.1. Sedimentarea în camere.

punere corespunde diagonalei secțiunei longitudinale a camerei de sedimentare.

Din asemănare de triunghiuri.

$$\frac{w_{o,m}}{v} = \frac{H}{L} \tag{17.7}$$

Diametrul celor mai mici particule reținute în cameră rezultă din eliminarea vitezei de sedimentare $w_{o,m}$ între ecuațiile (17.2) respectiv (17.3) sau (17.4) și ecuația (17.7). În domeniul în care este valabilă legea lui *Stokes* se obține:

$$\frac{1}{18} d_m^2 g \frac{\rho_1}{\eta} = \frac{H}{L} v \tag{17.8}$$

sau

$$d_m = 3\sqrt{2 \frac{\eta v}{g\rho_1} \frac{H}{L}} \tag{17.9}$$

Debitul gazului care trece prin cameră este

$$Q = v l H \tag{17.10}$$

sau, împreună cu ecuația (17.7)

$$Q = w_{o,m} l L \tag{17.11}$$

În ecuațiile (17.7)—(17.11), notațiile au următoarele semnificații:

$w_{o,m}$ este viteza de sedimentare a celor mai fine particule care se depun în cameră;
v — viteza (orizontală) a gazului;
H — înălțimea camerei;
L — lungimea camerei;
l — lățimea camerei;
d_m — diametrul celor mai fine particule, care se depun în cameră;
ρ_1 — densitatea particulelor;
η — viscozitatea gazului;
Q — debitul gazului;
g — accelerația gravitațională.

Din ecuația (17.11) rezultă că debitul gazului (productivitatea) nu depinde de înălțimea camerei. Șicanele verticale nu îmbunătățesc sedimentarea. Este însă important ca la intrarea în camera de desprăfuire, gazul să fie cît mai uniform repartizat pe lățimea camerei: repartizarea pe înălțime este mai puțin importantă.

Viteza gazului prin cameră (ca raport dintre debitul gazului și secțiunea transversală a camerei) se ia de aproximativ $v = 0{,}2$ m/s.

Camerele de desprăfuire sînt indicate pentru îndepărtarea particulelor cu diametre de peste 200 μm. Eficacitatea de colectare a camerelor variază între 40 și 70%.

17.2.1.2. **Camere de sedimentare cu polițe.** Pentru a îmbunătăți eficacitatea de colectare, se construiesc camere de sedimentare cu polițe,

Scanned with OKEN Scanner

printre care gazul trece cu viteză mică (fig. 17.2). Praful depus pe polițe este evacuat manual prin deschideri situate în peretele frontal al aparatului, în dreptul polițelor.

Prin această construcție, înălțimea totală a camerei este H, dar înălțimea de sedimentare se reduce la $H/(n+1)$, în care n este numărul polițelor intermediare. Diametrul minim din ecuația (17.9) devine:

$$d'_m = 3\sqrt{2\frac{\eta v}{g\rho_1}\frac{H}{(n+1)L}} = \frac{d_m}{\sqrt{n+1}} \qquad (17.12)$$

însemnînd că în camerele cu polițe, particulele cele mai fine care se depun au diametrul de $\sqrt{n+1}$ ori mai mare decît cele care se depun în aceeași cameră dar fără polițe.

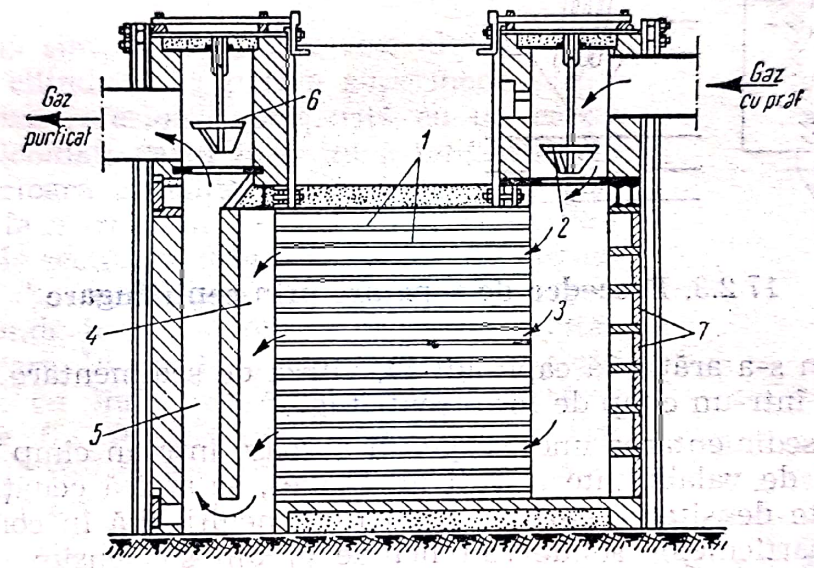


Fig. 17.2. Camera de sedimentare cu polițe:
1 — poziție; *2, 6* — ventile; *3* — canal de distribuție; *4* — canal colector de gaz epurat; *5* — canal pentru evacuarea gazului epurat; *7* — deschideri pentru evacuarea prafului depus.

Este necesar să se prevadă cel puțin două astfel de camere, montate în paralel, în timp ce una este în serviciu, cealaltă cameră este curățată de praful depus. Distanța dintre polițe este de 40—100 mm.

17.2.2. Procedee de separare bazate pe inerție (impact)

Dacă un curent de gaz întîlnește un obstacol, gazul va ocoli obstacolul iar particulele de praf sau ceață, din cauza inerției mai mari, vor căuta să-și continue drumul, lovind obstacolul: unele dintre ele se vor depune pe suprafața obstacolului, altele vor ricoșa revenind în gaze.

Alte fenomene, ca: sedimentarea, agitația *Browniană*, precipitația electrostatică, participă, avantajos sau dezavantajos, la depunerea particulelor din gaze.

În fig. 17.3, sînt schițate cîteva aparate care funcționează pe acest principiu.

În această categorie pot fi incluse și camerele de sedimentare cu sîrme verticale, filtrele de praf format dintr-un strat de inele Raschig sau alte corpuri de umplere și, de asemenea, separatoarele de picături cu șicane.

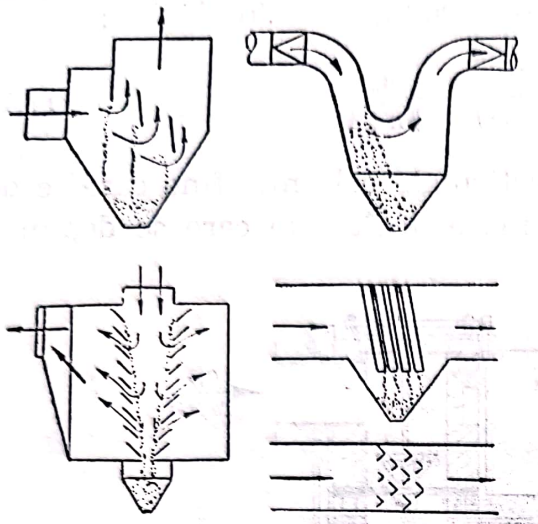


Fig. 17.3. Aparate pentru separarea prafului prin inerție.

17.2.3. **Procedee de separare prin centrifugare**

Așa cum s-a arătat la capitolul 14, viteza de sedimentare crește mult dacă se face într-un cîmp de forțe centrifuge.

Pentru sedimentarea unei suspensii gazoase într-un cîmp centrifugal, în domeniul de valabilitate a legii lui Stokes, se aplică ecuația (17.2), în care se omite densitatea gazului ρ_2 ca fiind neglijabilă în comparație cu densitatea particulelor solide sau lichide ρ_1 din suspensie:

$$w_{o.c} = \frac{1}{18} d^2 \frac{\rho_1}{\eta} \omega^2 R \qquad (17.13)$$

sau

$$w_{o.c} = \frac{1}{18} d^2 \frac{\rho_1}{\eta} \frac{v^2}{R} \qquad (17.14)$$

unde:

$w_{o.c}$ este viteza de sedimentare;
d — diametrul particulelor;
ρ_1 — densitatea particulelor;
η — viscozitatea (dinamică) a gazului;
ω — viteza unghiulară;
R — raza de rotație;
v — viteza (periferică) a gazului.

Din ultima ecuație rezultă că viteza de sedimentare crește cu pătratul diametrului particulelor, cu pătratul vitezei gazului și cu diminuarea razei de rotație.

Se vede deci posibilitatea creșterii vitezei de sedimentare (sau posibilitatea depunerii particulelor mai mici) adică creșterea eficacității de colectare (17.1.3) prin mărirea vitezei gazului (mărirea vitezei de rotație)

Scanned with OKEN Scanner

și prin micșorarea razei de rotație. Aceste două mijloace de a îmbunătăți separarea nu există la sedimentarea în cîmp gravitațional.

17.2.3.1. **Cicloane.** Cicloanele sînt aparatele cele mai răspîndite pentru separarea prafului din gaze. Principiul lor de funcționare este mărirea vitezei de sedimentare prin folosirea cîmpului de forțe centrifuge. În condițiile obișnuite, cicloanele măresc de 5—2 500 ori viteza de sedimentare în comparație cu cea din camerele de sedimentare (în cîmp gravitațional); în sens invers variază însă pierderea de presiune necesară procesului. Această intensificare a procesului de sedimentare permite eliminarea particulelor mici (pînă la 10 μm și, excepțional, sub 10 μm) și obținerea unei mari eficacități de colectare (uneori peste 99%).

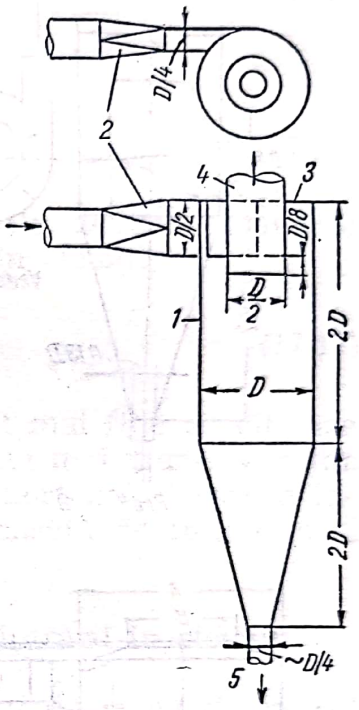


Fig. 17.4. Ciclon:
1 — manta; *2* — racord (ajutaj) de intrare; *3* — capac; *4* — tub axial pentru ieșirea gazului purificat; *5* — deschiderea pentru evacuarea prafului.

În formă simplă, un ciclon este alcătuit dintr-o manta cilindrică la partea superioară și conică la partea inferioară, acoperită cu un capac plan sau elicoidal; gazul brut intră tangențial la partea superioară a mantalei cilindrice, printr-un ajutaj care face trecerea de la secțiunea circulară a conductei la secțiunea dreptunghiulară de intrare în ciclon. Tubul axial pentru ieșirea gazului purificat pătrunde în ciclon pînă sub nivelul ajutajului de intrare. În fig. 17.4, este prezentată schița unui ciclon, cu indicarea dimensiunilor relative recomandate (în funcție de diametrul mantalei ciclonului). Praful este evacuat pe la partea inferioară a mantalei.

Prin efectul intrării tangențiale, gazul ia o traiectorie elicoidală coborînd către partea conică a ciclonului și apei suind către tubul de ieșire, tot în mișcare elicoidală. În acest timp, particulele solide sau lichide din gaz, sub acțiunea forței centrifuge, se îndreaptă către periferie, se depune pe peretele cilindric al ciclonului și cad în partea conică, de unde sînt evacuate prin deschiderea inferioară.

Există multe variante constructive de cicloane toate, urmărind să obțină o cît mai bună eficacitate de colectare și o cît mai mică pierdere de presiune a gazului la trecerea prin ciclon.

În fig. 17.5 sînt schițate cîteva tipuri de cicloane.

Cicloanele din fig. 17.5, *a* și *b* au, ca perfecționare importantă, capacul cu suprafață elicoidală care dirijează mai rațional (fără vîrtejuri) gazul intrat, spre partea inferioară a ciclonului.

În tabelul 17.1 sînt date dimensiunile principale ale ciclonului din fig. 17.5, *a* recomandat pentru operațiile în care nu se cere o separare avansată.

Avantajele cicloanelor sînt: aparatură simplă, investiție redusă, cost mic de întreținere, lipsa părților mobile (cu excepția ventilatorului de alimentare cu gaz brut), pierdere relativ mică de presiune, eficacitate

Scanned with OKEN Scanner

bună de colectare, funcționare și la temperaturi înalte, posibilitate de construcție din materiale anticorosive. Cicloanele sînt indicate pentru separarea particulelor solide sau lichide cu diametre cuprinse între 100 și 10 μm.

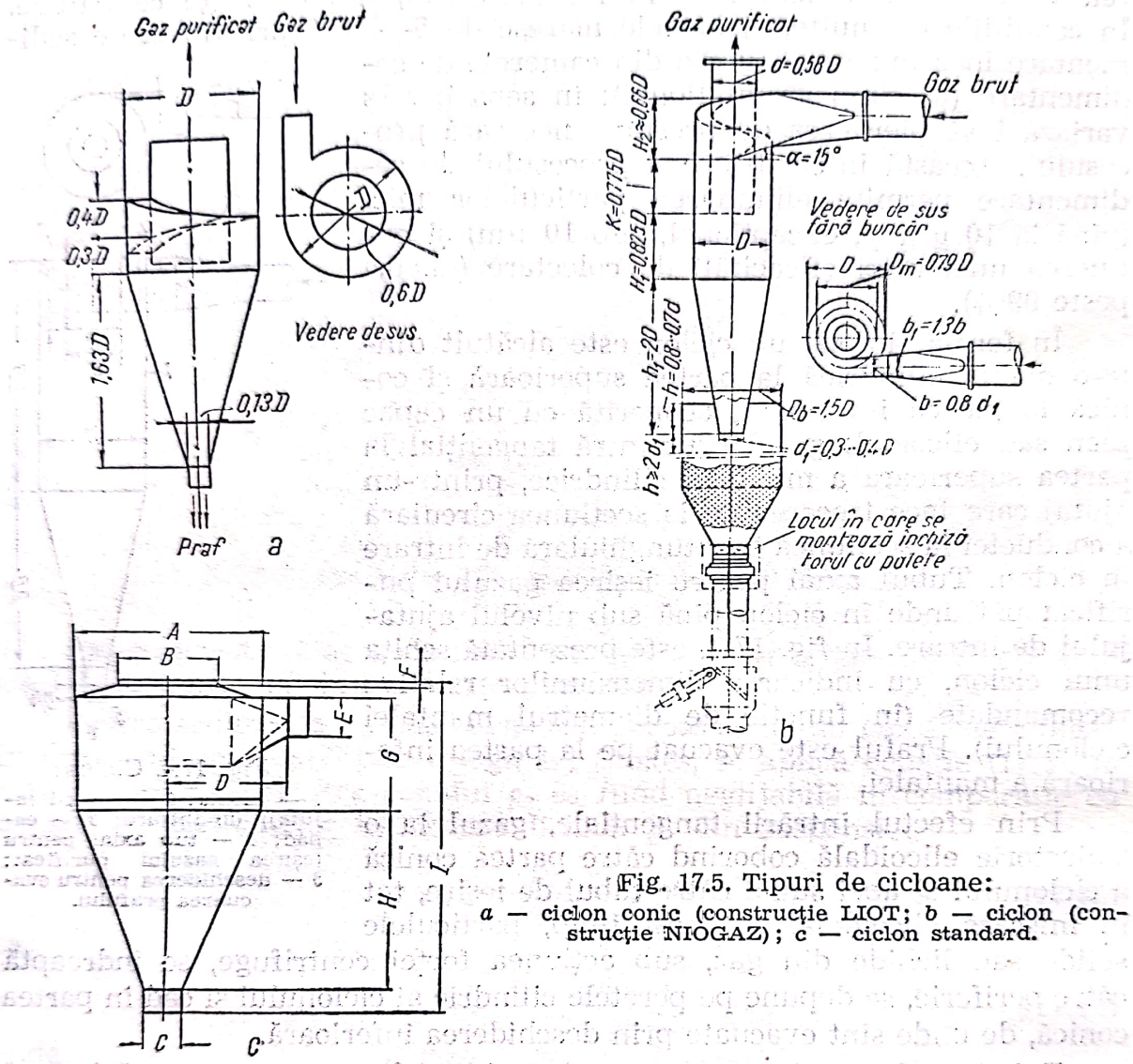


Fig. 17.5. Tipuri de cicloane:
a — ciclon conic (construcție LIOT; *b* — ciclon (construcție NIOGAZ); *c* — ciclon standard.

Tabelul 17.1

Dimensiunile ciclonului din fig. 17.5, c

Debitul de gaz [m³/s]	Dimensiunile, în mm, (după indicațiile din fig. 17.5, c)								
	A	*B*	*C*	*D*	*E*	*F*	*G*	*H*	*I*
0,57	975	535	203	740	205	76	535	975	1 655
1,74	1 830	965		1 145	355	157	1 315	1 735	3 355
3,58	2 440	1 340		1 400	510	157	1 730	2 615	3 600
5,67	3 050	1 730		1 990	635	254	2 135	3 125	5 720
11,3	4 275	2 340		2 740	915	305	2 945	4 275	7 750
18,9	5 490	2 945		3 583	1 170	405	3 840	5 490	9 930
22,2	6 100	3 355		3 970	1 270	455	4 275	6 100	11 065

Scanned with OKEN Scanner

Diametrul minim al particulelor care se depun. Presupunînd că la intrarea în ciclon o particulă (cu diametrul minim d_m) se găsește în imediata apropiere a tubului central (poziția cea mai dezavantajoasă), cu diametrul $D/2$, drumul pe care particula trebuie să-l parcurgă pînă cînd depunerea este $R/2$. Durata depunerii este:

$$\tau = \frac{R}{2\overline{w}_{o,\,m}} \tag{17.15}$$

în acest timp gazul parcurge un drum circular $2\pi Rn$

$$\tau = \frac{2\pi Rn}{v} \tag{17.16}$$

Din ecuațiile (17.14), (16.15) și (17.16) se poate deduce diametrul minim al celor mai mici particule care se depun în ciclon:

$$d_m = 3\sqrt{\frac{\eta R}{2\pi n v \rho_1}} \tag{17.17}$$

Particulele care se depun în ciclon sînt deci cu atît mai fine cu cît raza ciclonului este mai mică și cu cît viteza gazului este mai mare. Variația diametrului minim d_m cu temperatura nu este importantă deoarece influența temperaturii asupra viscozității este compensată de influența ei asupra densității.

În ecuațiile (17.15)—(17.17),

τ este durata de la începutul sedimentării (intrării în ciclon);

R — raza ciclonului;

$\overline{w}_{o,\,m}$ — viteza medie de sedimentare a particulelor cu diametrul d_m;

d_m — diametrul minim (al celei mai mici particule care se depun în ciclon);

n — numărul de rotații pînă la depunerea particulelor (de obicei $n > 1{,}5$);

v — viteza tangențială a gazului, egală cu viteza gazului în ajutajul de intrare.

Într-un calcul exact, trebuie să se țină seamă că, de fapt, particulele sînt inițial distribuite uniform pe raza ciclonului, cu rezultatul că se depun și o parte din cele cu diametrul mai mic decît d_m.

Baterii de cicloane. Din ecuația (17.17) rezultă că diametrul minim al particulei colectate este mai mic și deci eficacitatea de colectare este mai mare, cu cît raza ciclonului este mai mică. Pe acest principiu, au fost construite cicloane cu diametrul mic (150—200 mm); pentru epurarea debitelor mari de gaz, aceste cicloane se asociază mai multe, în paralel, formînd baterii de cicloane (cicloane celulare sau multicicloane).

În fig. 17.6 este schițat un astfel de aparat: între două plăci sînt montate cicloane de diametru mic, astfel încît intrarea gazului să comunice cu spațiul dintre plăci (spațiul de alimentare cu gaz brut), ieșirea gazului epurat să comunice cu spațiul de deasupra plăcii superioare, iar ieșirea prafului colectat să comunice cu spațiul de sub placa inferioară. Intrarea gazului în cicloane este dirijată de suprafețe elicoidale pentru a antrena gazul în mișcarea de rotație, în fiecare ciclon.

Scanned with OKEN Scanner

În fig. 17.7 este prezentată o baterie cu cicloane celulare orizontale, unidirecționale (cicloane celulare *Schicht*) în care gazul este pus în rotație de o carcasă staționară cu palete curbate; curentul de gaz nu se întoarce, ca la cicloane obișnuite, ci iese, epurat, prin partea opusă.

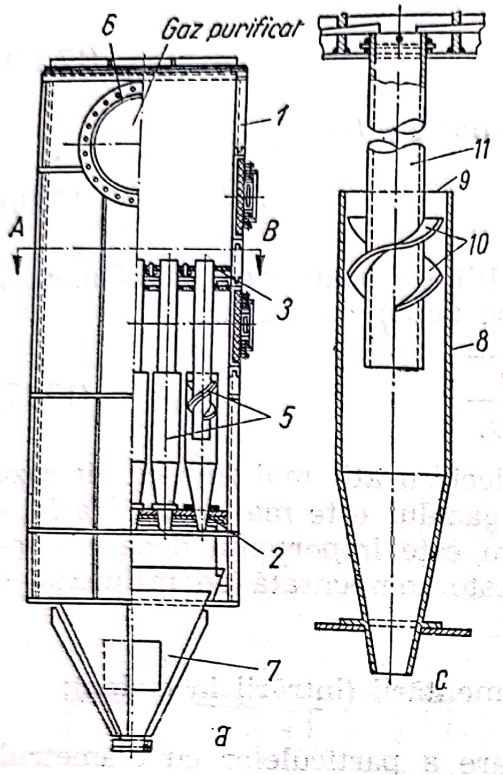


Fig. 17.6. Baterie de cicloane:
a — vedere și secțiune verticală; *b* — secțiune orizontală *AB*; *c* — element de multiciclon:
1 — mantaua aparatului; *2* — placa tubulară inferioară; *3* — placă tubulară superioară; *4* — racord pentru intrarea gazului brut; *5* — elementele bateriei de cicloane; *6* — racord pentru ieșirea gazului epurat; *7* — spațiu, de formă piramidală, pentru colectarea și evacuarea prafului; *8* — mantaua ciclonului; *9* — deschiderea pentru intrarea gazului brut în cicloane; *10* — suprafețe elicoidale; *11* — tub pentru ieșirea gazului epurat.

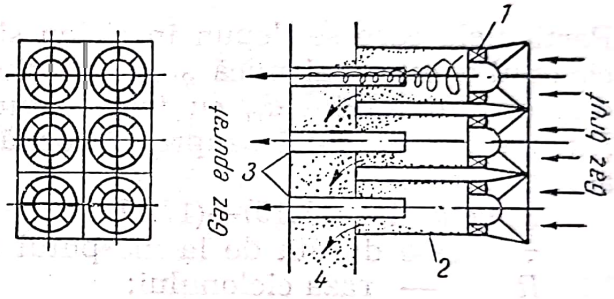
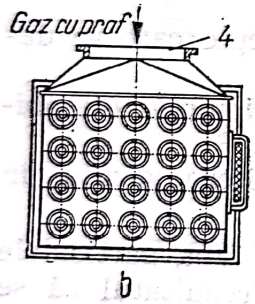


Fig. 17.7. Cicloane celulare;
1 — coroană de palete; *2* — tub de separare; *3* — tub pentru conducerea gazului epurat; *4* — camera pentru colectarea prafului.



În tabelul 17.2 sînt indicate cîteva date caracteristice pentru cicloane și multicicloane.

Tabelul 17.2

Date practice pentru cicloane și multicicloane

Eficacitatea de colectare, normal	η	70—80	%
excepțional	η	99	%
Diametrul minim al particulelor depuse — normal	d_m	200—5	m
— excepțional, cu particule aglomerabile	d_m	0,1	m
Viteza maximă a gazului la intrarea în ciclon	v	20	m/s
Temperatura maximă de utilizare	t	1 000	°C
Presiunea maximă de utilizare	p	$500 \cdot 10^5$	Pa
Pierderea de presiune (rezistența hidraulică)	Δp		
— în cicloane		400—850	Pa
— în multicicloane, la sarcină normală		350—500	Pa
la sarcină maximă		600—850	Pa

17.2.4. Procedee umede de separare

Dacă gazul de purificat este adus în contact cu un lichid — de obicei apă — particulele de praf se îngreuiază prin umezire, se aglomerează prin asocierea mai multor particule umede sau trece în lichidul de spălare. Fenomenul principal este, și aici, cel al inerției (impact). Dezavantajul procedeelor umede este umezirea gazului și a prafului.

Aparatele pentru separarea prafului din gaze sînt astfel construite încît să realizeze un contact cît mai bun între gazul brut și lichidul de spălare, cu consum cît mai mic de lichid. În acest scop lichidul este pulverizat (stropii cu diametrul între 40 și 200 μm au eficacitate maximă) sau curge sub formă peliculară.

17.2.4.1. **Turnuri de spălare.** Turnurile de spălare, numite și scrubere, sînt aparate cilindrice verticale, goale sau pline cu corpuri de umplere, prin care gazul brut trece de jos în sus, în contracurent cu lichidul de spălare repartizat prin deversoare, pulverizatoare, dușuri sau morișcă hidraulică.

Eficacitatea de colectare variază la turnurile goale între 60 și 75% iar la turnurile cu umplutură între 75 și 80%. Conținutul de praf al gazului poate fi redus pînă la 1—2 g/m³. Efectul de separare este mărit prin introducere de abur care este condensat pe particulele de praf (funcționînd ca germeni de condensare).

17.2.4.2. **Spălătoare centrifuge.** Aceste spălătoare sînt scrubere goale, în care gazul intrînd tangențial este antrenat în mișcare ascendentă elicoidală. Forța centrifugă face ca particulele de praf să se depună pe mantaua cilindrică, de unde sînt luate de curentul descendent de apă.

În fig. 17.8 este schema unui spălător centrifug în care lichidul de spălare se prelinge în film subțire pe fața interioară a mantalei cilindrice. Separarea este cu atît mai înaintată cu cît diametrul mantalei este mai mic. Într-un aparat cu diametrul de un metru, eficacitatea de colectare este de 85—87% și ajunge la 98% în aparate cu diametrul mai mic. Consumul de apă este aproximativ 0,2 l/m³ de gaz.

În aparatul schițat în fig. 17.9, lichidul de spălare este pulverizat în picături fine printr-o conductă axială cu duze. În aceste aparate, viteza gazului (debit/secțiunea aparatului) este de 1,0—1,2 m/s, pierderea de presiune variază între 500 și 2 000 Pa, iar consumul de apă este de 0,4—1,3 l/m³ de gaz.

17.2.4.3. **Spălătoare mecanice.** Eficacitatea mare a acestor aparate este efectul realizării unui bun contact între gazul brut și lichidul de spălare, cu ajutorul unor suprafețe în mișcare rapidă.

Printre cele mai eficace spălătoare mecanice sînt *dezintegratoarele* (fig. 17.10). Într-o carcasă asemănătoare cu cea a unui ventilator, se învîrtește un rotor format din două conuri din tablă perforată, avînd între ele un disc perpendicular pe arborele aparatului; pe disc sînt fixate, în 3—4 cercuri concentrice, tije orizontale perpendiculare pe disc; pe marginea discului sînt două feluri de palete: 1) palete pentru centrifugarea lichidului (noroiului) montate de ambele părți ale periferiei discului și 2) palete de ventilator, pentru vehicularea aerului prin aparat,

Scanned with OKEN Scanner

montate între paletele de noroi. Statorul are tije asemănătoare cu ale rotorului, pe 2—3 cercuri concentrice, intercalate între cele ale rotorului.

Gazul brut intră în centrul dezintegratorului unde este amestecat cu apa pulverizată de conurile perforate ale rotorului. Contactul între praf și apă este încă îmbunătățit în spațiul dintre tijele rotorului și ale

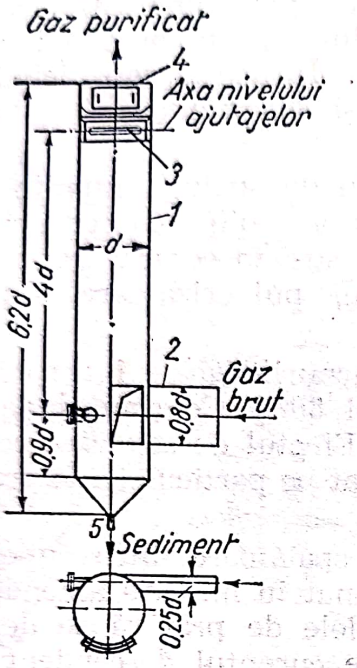


Fig. 17.8. Spălător centrifug cu film de lichid:
1 — manta cilindrică; *2* — intrarea tangențială a gazului; *3* — duze pentru stropirea lichidului; *4* — ieșirea gazului purificat; *5* — evacuarea sedimentului cu noroi subțire.

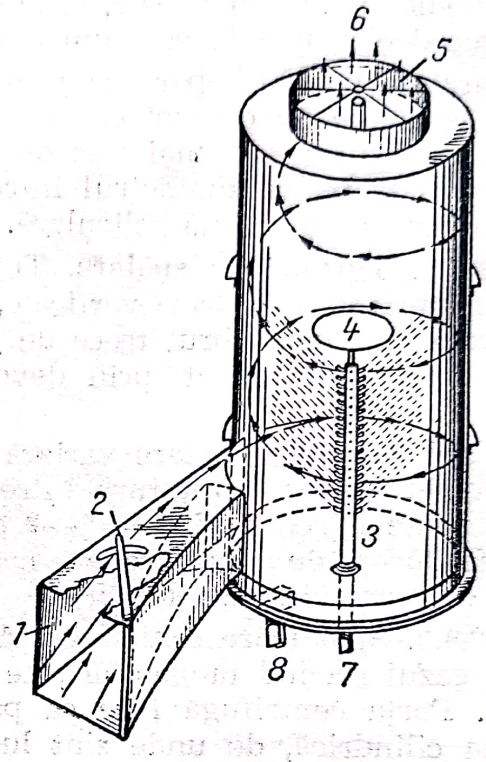


Fig. 17.9. Spălător centrifug cu lichid pulverizat:
1 — intrarea gazului; *2* — clapă de reglare; *3* — pulverizator; *4* — disc pentru dirijarea gazului; *5* — palete verticale pentru pulverizarea curentului de gaz; *6* — ieșirea gazului; *7* — intrarea apei; *8* — evacuarea noroiului.

statorului. Amestecul gaz-praf-apă ajunge în paletele periferice care separă și îndreaptă lichidul (noroiul) spre canalele colectoare de noroi, în timp ce gazul este împins de paletele ventilatorului spre conul în melc pentru colectarea și evacuarea gazului epurat.

În tabelul 17.3 sînt date cîteva indicații practice pentru dezintegratoare.

Tabelul 17.3

Date practice pentru dezintegratoare

Capacitatea dezintegratoarelor	50—60	m³/min
Consumul de energie (pentru 1 000 m³ gaz)	5—6	kWh
Temperatura maximă a gazului	60	°C
Conținutul maxim de praf al gazului brut	2	g/m³
Conținutul de praf în gazul epurat	0,05—0,02	g/m³
Consumul de apă (pentru 1 000 m³ gaz)	0,5—1,5	m³

17.2.4.4. **Epuratoare cu tub Venturi.** Un astfel de aparat este format dintr-un tub Venturi (două trunchiuri de con reunite prin bazele lor mici) în care gazul suferă o cădere de presiune și o umidificare cu apa injectată prin duze în secțiunea de strangulare (fig. 17.11). În afară de udarea directă a particulelor de praf din gazul brut, se produce și o con-

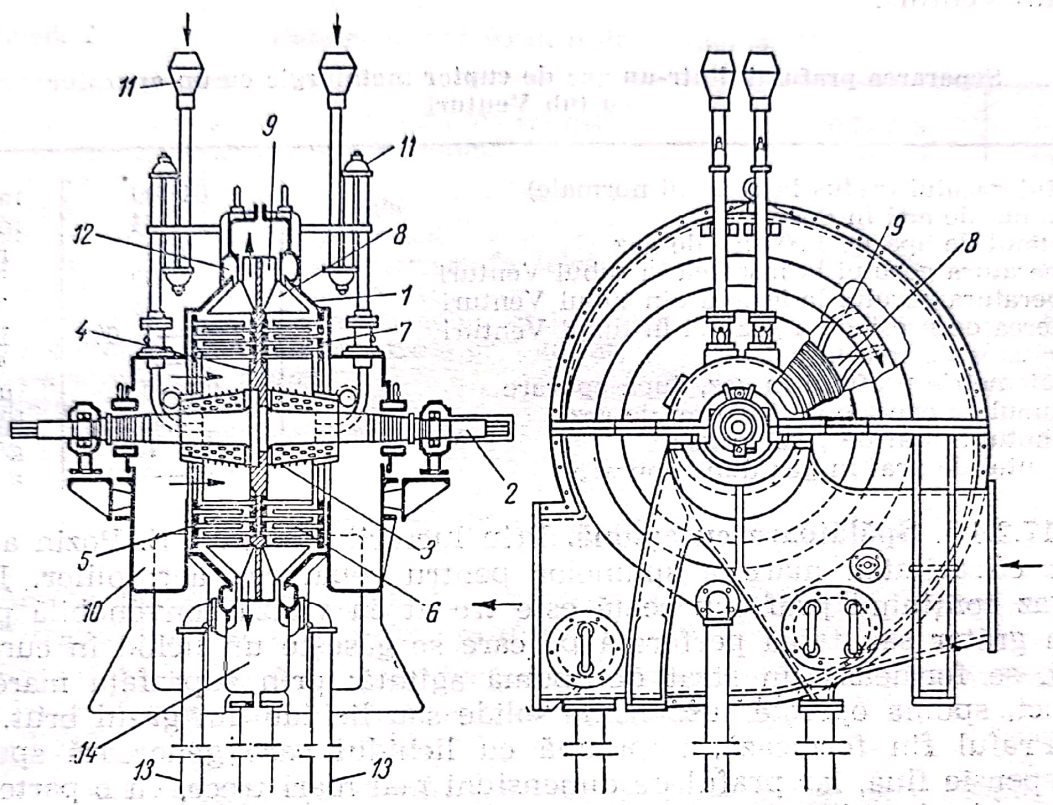


Fig. 17.10. Dezintegrator pentru desprăfuirea gazelor:
1 — carcasa aparatului; *2* — arbore; *3* — conuri perforate pentru pulverizarea lichidului; *4* — discul rotorului; *5* — tijele rotorului; *7* — inele pentru fixarea tijelor rotorului; *8* — palete pentru centrifugarea lichidului (noroiului); *9* — palete de ventilator; *10* — canal pentru intrarea gazului brut; *11* — sifoane de alimentare cu lichid de spălare; *12* — canal pentru colectarea noroiului centrifugat de palete; *13* — conducte pentru evacuarea noroiului; *14* — canal în melc, pentru colectarea și evacuarea gazului epurat.

densare a vaporilor de apă, ca efect al răcirii gazului și al creșterii presiunii gazului în difuzorul Venturi. Particulele de praf astfel umezite sînt separate apoi într-un scruber centrifug (v. fig. 17.8).

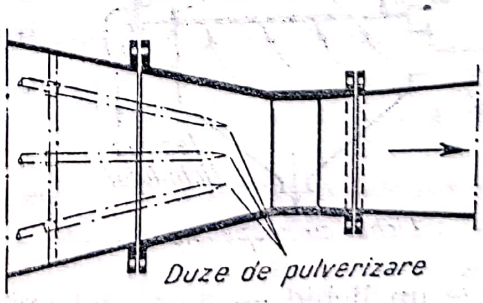


Fig. 17.11. Separator de praf cu tub *Venturi.*

Acest procedeu de separare se caracterizează prin cheltuieli mici de investiție (instalație simplă) și bună eficacitate de colectare (comparabilă cu cea a filtrelor electrice), dar și printr-un consum mare de energie

Scanned with OKEN Scanner

(cheltuieli de exploatare de aproximativ trei ori mai mari decît la filtrele electrice). Sînt indicate pentru instalații care funcționează un număr relativ redus de ore anual.

În tabelul 17.4 sînt înscrise, ca exemplu, rezultatele obținute la îndepărtarea prafului dintr-un gaz de cuptor metalurgic, de un epurator cu tub Venturi.

Tabelul 17.4

Separarea prafului dintr-un gaz de cuptor metalurgic cu un epurator cu tub Venturi

Debitul gazului (redus la condiții normale)	64 000	m^3/h
Consumul de apă în duze	34	m^3/h
Consumul de apă pe 1 000 m^3 de gaz	0,53	m^3
Temperatura gazului la intrarea în tubul Venturi	400	°C
Temperatura gazului la ieșirea din tubul Venturi	55	°C
Pierderea de presiune a gazului în tubul Venturi	2 500—10 000	Pa
Eficacitatea de colectare	95—99	%
Granulometria prafului în gaz, după epurare	0,1—0,2	μm
Consumul de energie pe 1 000 m^3 de gaz	3,5	kWh
Conținutul inițial de praf în gaz	13	g/m^3
Conținutul de praf în gaz după epurare	0,05—0,30	g/m^3

17.2.4.5. **Spălătoare cu spumă.** Prin lucrările sale, M. E. Pozin a dovedit eficacitatea mare a spumelor pentru separarea aerosolilor. Dacă un gaz conținînd praf sau ceață este trecut cu viteză convenabilă printr-un grătar sau tablă perforată pe care se găsește un lichid în curgere lentă, se formează un strat de spumă agitată; prin suprafața mare de contact, spuma oprește suspensiile solide sau lichide din gazul brut.

Praful fin formează, împreună cu lichidul care generează spuma, o suspensie fină, iar praful de dimensiuni mai mari trece, cu o parte din lichid, prin deschiderile grătarului.

În fig. 17.12 este schița de principiu a unui separator cu spumă: un recipient circular sau dreptunghiular este despărțit printr-un grătar sau tablă perforată, în două compartimente, pe grătar sau tablă perforată

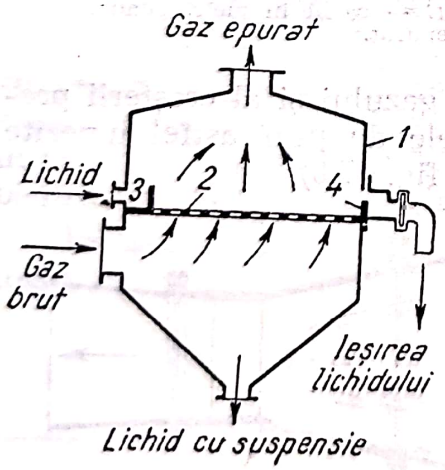


Fig. 17.12. Separator de spumă:
1 — mantaua aparatului; *2* — grătar sau tablă perforată; *3* — prag de distribuție; *4* — prag deversor.

curge un lichid — de obicei apă — al cărui nivel este fixat de un prag deversor; o parte din lichid curge prin deschiderile grătarului sau ale tablei perforate, iar restul trece peste pragul deversor spre racordul de ieșire.

Scanned with OKEN Scanner

Spuma se formează fie din impurități, fie prin adăugarea unui spumant.

Cîteva caracteristici constructive și funcționale ale separatoarelor cu spumă sînt indicate în tabelul 17.5.

Tabelul 17.5

Date pentru separatoarele cu spumă

Viteza gazului necesar pentru formare de spumă	0,7—3,5	m/s
Viteza gazului în separatoarele cu spumă	1,3—3,0	m/s
Grosimea tablei perforate	4—6	mm
Aria liberă a grătarului/aria totală	8—30	%
Diametrul găurilor în tabla perforată	2—8	mm
Viteza gazului în secțiunea găurilor sau fantelor	7—13	m/s
Consumul de apă pe 1 000 m^3 de gaz	0,2—0,3	m^3
Debitul apei care trece prin grătar/debit total de apă	aprox. 50	%
Praful colectat în suspensia care trece prin grătar	60—80	%
Înălțimea stratului de spumă	40—100	mm
Eficacitatea de colectare	99	%
Mărimea minimă a particulelor colectate	5	μm

17.2.5. Procedee de separare prin filtrare

Aceste procedee constau din trecerea gazului brut printr-o suprafață filtrantă poroasă care reține praful.

Suprafața poroasă este confecționată din materiale foarte variate și în diferite forme, după natura gazului, proprietățile prafului și după condițiile de lucru, de exemplu:

— materiale granulare vărsate (de exemplu nisip) sau corpuri de umplere (de exemplu inele Raschig);

— materiale textile în formă de saci sau cilindri;

— materiale fibroase în strat (vată de sticlă, azbest) prinse între plase metalice;

— materiale ceramice (porțelan, porolit, sticlă sinterizată) în forma de plăci sau de cilindru.

Parametrii tehnologici principali pentru epurarea gazelor prin filtrare sînt:

— viteza de filtrare, adică debitul de gaz care trece prin unitatea de arie filtrantă;

— capacitatea de filtrare, reprezentînd cantitatea de gaz trecut prin unitatea de arie filtrantă între două curățări ale filtrului;

— pierderea de presiune sau rezistența filtrului la trecerea gazului, la începutul și la sfîrșitul filtrării.

Teoria generală a filtrării (cap. 15) se aplică și la filtrarea aerosolilor.

17.2.5.1. **Straturi granulare staționare, mobile sau fluidizate** au fost experimentate cu rezultate bune. La separarea prafului în straturi granulare intervin mai multe procese: sedimentare, depunerea inerțială (impact), depunerea difuzională, precipitare electrostatică.

Aceste filtre sînt formate din pietriș (15—25 mm), straturi de nisip de granulometrie descrescîndă pe înălțime, granule de polistiren în stra-

Scanned with OKEN Scanner

turi staționare sau fluidizate. Efectul electrostatic este important în straturile din materiale neconductoare de electricitate agitate (de exemplu, prin fluidizare).

Viteze mici ale gazului sînt favorabile în straturi din granule fine, iar viteze mai mari în straturi de granule mai mari; în aceste din urmă cazuri, viteza gazului să nu întreacă viteza de reantrenare a prafului depus.

În tabelul 17.6 sînt date cîteva exemple de separare cu straturi granulare.

Tabelul 17.6

Separări de praf prin straturi granulare

Aerosolul tratat	Stratul granular	Sarcina electrică [ues/cm²][1]	Eficacitatea de colectare [%]	Observații
Gaze reziduale cu particule radioactive 0,2—0,7 μm	Nisip cu granulometrie descrescîndă	—	99,7	Strat fix
Filtrarea aerosolilor	Granule sferice de polistiren	2,4	—	Strat fluidizat Încărcarea electrică rezultă din agitare
Aer cu praf	Granule de polistiren Φ=200 μm	0,086	97—98	Strat fluidizat de 25 mm grosime Viteza gazului 0,15 m/s
Praf de azotat de amoniu 0,25—2,5 μm	Alumină, gel de silice	—	—	Strat fluidizat

[1] unități electrostatice/cm²

17.2.5.2. **Ecrane filtrante.** Aceste separatoare, folosite mai mult în instalațiile pentru condiționarea aerului, se construiesc în două tipuri principale (ambele cu posibilități de automatizare):

— *filtre vîscoase* formate din elemente filtrante textile, fibre de sticlă, talaș de lemn sau metal presate și montate într-un stelaj astfel încît plăcile să poată fi ușor desprinse pentru curățare sau înlocuire; pentru mărirea eficienței de colectare, materialul filtrant este acoperit cu un lichid vîscos (ulei mineral); unele materiale filtrante pot fi recuperate prin recondiționarea (spălare, aburire și reacoperire cu ulei), celelalte sînt înlocuite cu elemente noi;

— *filtre uscate,* asemănătoare ca formă cu cele vîscoase, confecționate din foi de celuloză, bumbac, pîslă, pînză de sticlă; pentru că viteza

de filtrare este mai mică, suprafața acestor filtre este mai mare. O saltea din vată de sticlă strînsă între două plase de sîrmă a dat rezultate bune pentru oprirea prafului de negru de fum din gaze.

17.2.5.3. **Filtre cu saci.** Filtrele cu saci perfecționate sînt formate dintr-un număr mare de saci filtranți cilindrici, prinși la capătul inferior într-o placă tubulară (placă cu găuri circulare) și cu capătul superior agățați de un dispozitiv de scuturare. Sacii sînt grupați în secțiuni, astfel încît în orice moment una din secțiuni să fie în faza de curățare (scuturare) iar celelalte în faza de filtrare. Alte componente ale instalației rezultă din fig. 17.13.

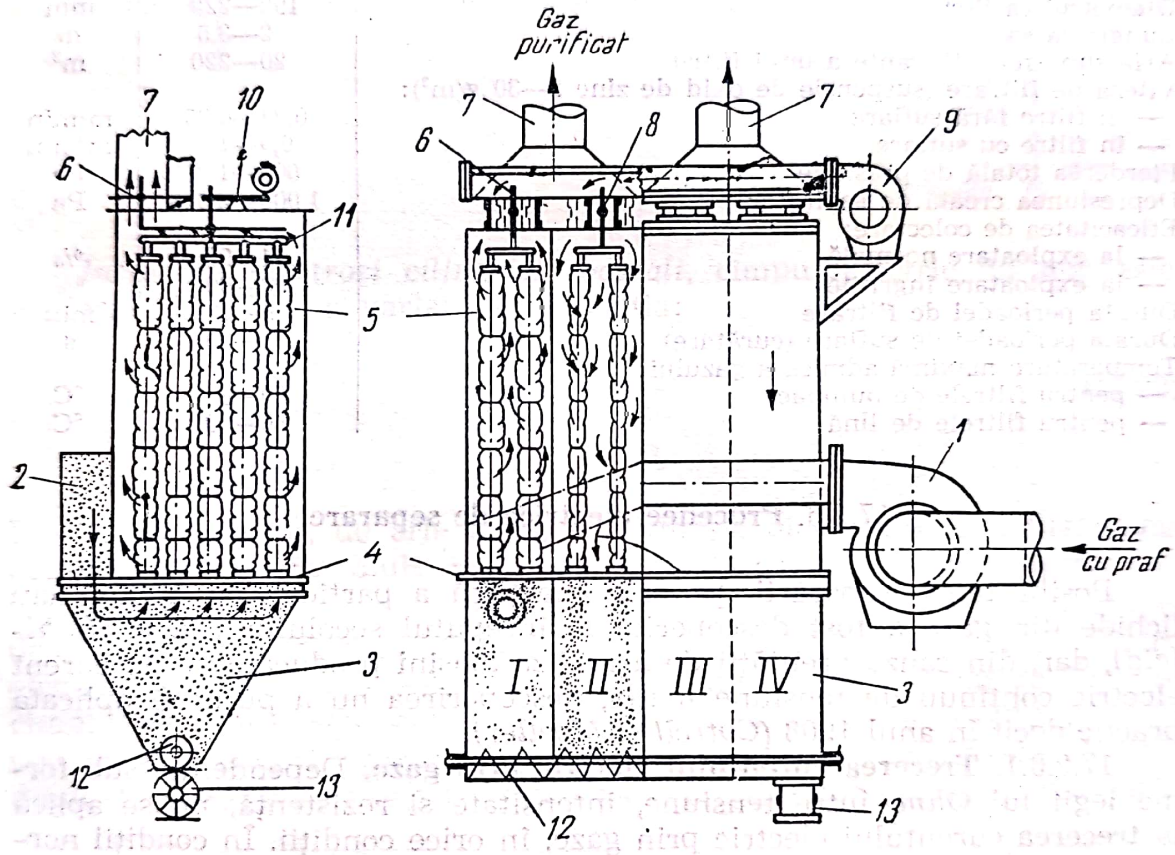


Fig. 17.13. Filtru cu saci:

1 — ventilator pentru gazul brut; *2* — conducta de intrare a gazului brut; *3* — cameră inferioară pentru distribuția gazului brut și colectarea prafului; *4* — placă tubulară pentru fixarea sacilor; *5* — saci filtranți; *6, 8* — clape pentru dirijarea gazului; *7* — conductă pentru ieșirea gazului epurat; *9* — ventilator de aer pentru curățirea sacilor; *10* — dispozitiv de scuturare; *11* — cadru pentru susținerea sacilor; *12* — transportor elicoidal pentru evacuarea prafului; *13* — închizător compartimentat pentru evacuarea prafului.

În perioada de filtrare, gazul este suflat de ventilatorul de gaz brut în camera inferioară (sub placa tubulară în care sînt fixați sacii), trece prin pînza sacilor, lăsînd praful pe fața interioară a pînzelor și ajunge ca gaz epurat în spațiul din exteriorul sacilor, de unde iese prin conducta de evacuare.

În perioada de curățare, se suflă aer în sens invers celui de filtrare, simultan cu acționarea dispozitivului de scuturare; praful cade în camera inferioară de colectare, de unde este evacuat de un transportor elicoidal.

Scanned with OKEN Scanner

Temperatura trebuie să fie superioară punctului de rouă (3.5.1.10) al gazului, altfel, apa lichidă, rezultată din condensarea vaporilor, umezește pînza sacilor făcînd-o improprie pentru filtrare. Uneori este necesar ca gazul sau chiar întreg filtrul să fie încălzit.

În tabelul 17.7 sînt indicate cîteva date practice pentru filtrele cu saci.

Tabelul 17.7

Date pentru filtrele cu saci

Diametrul sacilor	190—220	mm
Lungimea sacilor	2—3,5	m
Aria suprafeței filtrante a unui filtru	20—220	m^2
Viteza de filtrare (suspensie de oxid de zinc 2—30 g/m^3):		
— în filtre fără suflare	0,34—0,25	m/min
— în filtre cu suflare	0,9—1	m/min
Pierderea totală de presiune	600—1 200	Pa
Depresiunea creată de aspirator	1 000—2 000	Pa
Eficacitatea de colectare:		
— la exploatare normală	94—97	%
— la exploatare îngrijită	98—99	%
Durata perioadei de filtrare	5—20	min
Durata perioadei de suflare (curățare)	20—30	s
Temperatura maximă admisă a gazului:		
— pentru filtrele de bumbac	60—65	°C
— pentru filtrele de lînă	80—90	°C

17.2.6. Procedee electrice de separare

Posibilitatea separării pe cale electrică a particulelor solide sau lichide din gaze a fost descoperită la începutul secolului trecut *(Hohlfeld)*, dar, din cauza greutății de a realiza mașini producătoare de curent electric continuu de tensiune înaltă, descoperirea nu a putut fi aplicată practic decît în anul 1908 *(Cotrell* și *Moeller)*.

17.2.6.1. **Trecerea curentului electric prin gaze.** Dependența, sub forma legii lui *Ohm*, între tensiune, intensitate și rezistență, nu se aplică la trecerea curentului electric prin gaze, în orice condiții. În condiții normale, gazele sînt medii dielectrice, care nu lasă să treacă curentul electric. Sub influența unui cîmp electric puternic însă, gazele sînt ionizate și pot transporta, prin ionii astfel formați, sarcini electrice.

Între doi electrozi plani și paraleli, curentul care trece prin gazul dintre ei variază, în funcție de tensiune, după curba din fig. 17.14. Pînă la tensiunea U_i, numită tensiunea de ionizare, curentul este practic zero; cu creșterea tensiunii apare un curent slab care crește, la început încet (porțiunea *ab* a curbei) și apoi repede (porțiunea *bc*). La tensiunea U_s, numită *tensiune de străpungere*, se produce o scînteie, după care tensiunea scade după o curbă neregulată *cd*.

Între doi electrozi plani și paraleli, cîmpul electric (gradientul tensiunii) este uniform în spațiul dintre electrozi (cu abateri în vecinătatea marginilor) și are valoarea:

$$E = \frac{U}{a} \qquad (17.19)$$

Deoarece pe porțiunea *bc*, care corespunde unei importante ionizări a gazului, tensiunea este apropiată de tensiunea de străpungere, electrozii plani și paraleli nu sînt folosiți pentru ionizarea gazului în vederea separării prafului.

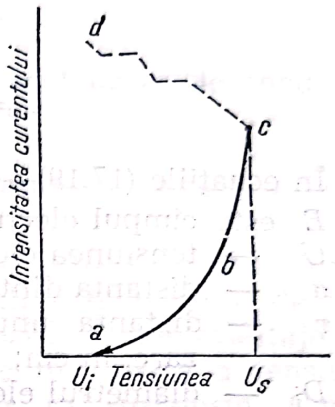


Fig. 17.14. Variația intensității curentului cu tensiunea, la trecerea curentului electric prin gaze.

Intre doi electrozi cilindrici coaxiali, cîmpul electric nu mai este uniform (fig. 17.15) ci variază după relația:

$$E = \frac{U}{r \ln \frac{D_p}{D_i}} \qquad (17.20)$$

Electrodul interior, de arie mică, se numește electrodul de ionizare iar cel exterior, cu aria mult mai mare, este electrodul de precipitare.

În apropierea *electrodului de ionizare* cîmpul este mult mai intens decît în apropierea *electrodului de precipitare*. Valoarea tensiunii dintre electrozi se poate alege astfel încît în apropierea electrodului de ionizare cîmpul să atingă sau chiar să depășească tensiunea de străpungere și deci să se obțină o ionizare puternică, în timp ce în apropierea electrodului de precipitare cîmpul să fie mai mic decît cel corespunzător străpungerii. Această situație se observă în întuneric prin scînteieri în lungul electrodului de ionizare, însoțite de un zgomot caracteristic și producere de ozon; acest ansamblu de fenomene este cunoscut sub numele de *efect corona*.

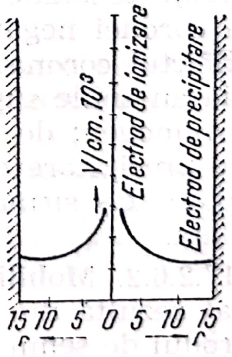


Fig. 17.15. Variația cîmpului electric între electrozi coaxiali.

Apariția coronei corespunde următoarelor valori pentru cîmpul electric și pentru tensiune, între electrozi coaxiali (cu condiția ca $D_p/D_i > 2{,}718$; altfel, corona nu se produce):

$$E_c = E_o \rho_r \left(1 + \sqrt{\frac{K_o}{\rho_r D_i}}\right) \tag{17.21}$$

$$U_c = \frac{E_o \rho_r D_i}{2} \left(1 + \sqrt{\frac{K_o}{\rho_r D_i}}\right) \ln \frac{D_p}{D_i} \tag{17.22}$$

În ecuațiile (17.19)—(17.22):

E este cîmpul electric dintre electrozi, în V/cm;
U — tensiunea electrică între electrozi, în V;
a — distanța dintre electrozi, în cm;
r — distanța unui punct dintre electrozi la electrodul de ionizare, în cm;
D_i — diametrul electrodului de ionizare, în cm;
D_p — diametrul electrodului de precipitare, în cm;
E_c — cîmpul electric corespunzător apariției coronei între electrozi coaxiali, în V/cm;
E_o — constantă, pentru aer $E_o = 110$;
K_o — constantă, pentru aer $K_o = 0{,}18$;
ρ_r — densitatea relativă a gazului față de densitatea sa în condiții normale;
U_c — tensiune pentru apariția coronei între electrozi coaxiali, în V.

După polaritatea electrodului (central) de polarizare efectul corona are două aspecte:

— cînd electrodul de ionizare este negativ, scînteierile au forma unor mici puncte luminoase repartizate uniform în lungul electrodului *(corona negativă);* valorile din ecuațiile (17.21) și (17.22) corespund coronei negative;

— cînd electrodul de ionizare este pozitiv, scînteierea apare ca mici jerbe luminoase repartizate neuniform pe lungimea electrodului *(corona pozitivă);* tensiune de apariție a coronei pozitive este mai mică decît cea a coronei negative, se produce mai puțin ozon.

Efectul corona se produce și între electrozi paraleli, dar numai dacă aceștia au ariile suprafețelor mult diferite, pentru a forma un cîmp electric neomogen; de exemplu, electrodul de ionizare din plasă de sîrmă și cel de precipitare din tablă ondulată sau mai mulți electrozi de ionizare din plase de sîrmă intercalați între electrozii de precipitare din tablă ondulată.

17.2.6.2. **Mobilitatea ionilor.** Trecerea curentului electric prin gazul ionizat rezultă din deplasarea ionilor purtători de sarcini electrice către electrodul de semn contrar. Mobilitatea ionilor se definește prin viteza lor într-un cîmp electric de 1 kV/cm. Mobilitatea ionilor negativi este mai mare decît cea a ionilor pozitivi; în aerul uscat, mobilitatea ionilor negativi este de 1,87 $cm^2/(kV \cdot s)$, iar cea a ionilor pozitivi de 1,36 $cm^2/(kV \cdot s)$. În condițiile obișnuite în filtrele electrice, viteza ionilor este de ordinul de mărime de 30 m/s.

Scanned with OKEN Scanner

Intensitatea curentului electric între electrozi coaxiali este dată de formula:

$$I = 27 \cdot 10^{-6} \lambda_i \frac{U(U-U_c)}{D_p^2 \ln \frac{D_p}{D_i}} \qquad (17.23)$$

în care:

I este intensitatea curentului electric pe metrul liniar de conductor (electrod), în A/cm;

λ_i — mobilitatea ionilor, în $cm^2/(V \cdot s)$.

În filtrele electrice, intensitatea curentului electric variază între 0,3 și 0,5 mA/m de electrod.

17.2.6.3. **Depunerea particulelor într-un gaz ionizat.** Pentru filtrele electrice industriale, se folosește corona negativă (electrodul de ionizare negativ) care, în comparație cu corona pozitivă, are avantaje importante: permite tensiuni mai mari, stabilitate mai mare a tensiunii, viteza mai mare de sedimentare a particulelor în suspensie. Corona pozitivă se folosește uneori în instalațiile pentru condiționarea aerului, din cauza formării mai reduse de ozon.

Separarea (depunerea) particulelor solide sau lichide dintr-un gaz ionizat se petrece în trei etape, după următoarea schemă:

a) *Achiziționarea de sarcini electrice.* Între particulele solide sau lichide și ionii rezultați din ionizarea gazului există forțe de atracție (depinzînd de valoarea cîmpului electric) și forțe de respingere (depinzînd de sarcinile electrice ale ionilor și particulelor). Echilibrul între aceste forțe se stabilește repede (fracțiune de secundă), fiecare particulă primind un număr de sarcini elementare:

$$n = \frac{E'}{Q} \zeta \frac{d^2}{4} \qquad (17.24)$$

unde:

n este numărul de sarcini elementare achiziționate;

E' — cîmpul electric, în unități electrostatice (1 CGS e.s=300 V/cm);

Q — sarcina elementară=$4{,}80 \cdot 10^{-10}$ CGS e.s;

d — diametrul particulei, cm;

$\zeta = 1+2(\varepsilon-1)/(\varepsilon+2)$ și variază între $\zeta=1$ pentru substanțe neconducătoare și $\zeta=3$ pentru substanțe conducătoare;

este constanta dielectrică a gazului, adimensională.

b) *Mișcarea particulei încărcate către electrodul (pozitiv) de precipitare.* Majoritatea particulelor din gazul ionizat primesc sarcini negative și se îndreaptă către electrodul pozitiv. Forța care determină mișcarea particulelor către electrodul de precipitare este:

$$P = n Q E' \qquad (17.25)$$

Ca și la sedimentarea în cîmp gravitațional, acestei forțe i se opune rezistența mediului, cu forța (ecuația 14.2);

$$F = \xi \frac{w^2}{2} \rho_g \frac{\pi d^2}{4} \qquad (17.26)$$

Scanned with OKEN Scanner

Particula se va mișca cu viteza de sedimentare w_0, rezultată din egalarea celor două forțe P și F:

$$n\,Q\,E' = \xi \frac{w_0^2}{2} \rho_g \frac{\pi d^2}{4} \tag{17.26}$$

Pentru domeniul în care este valabilă legea lui *Stokes* (Re<1), corespunzînd aproximativ la particule cu diametrul cuprins între 2 și 50 μm

$$\xi = \frac{24}{\mathrm{Re}} = 24 \frac{\eta}{w_0 d \rho_g} \tag{17.27}$$

Din ecuațiile (17.26) și (17.27), rezultă

$$n\,Q\,E' = 3\pi\eta w_0 d \tag{17.28}$$

de unde:

$$w_0 = \frac{n Q E'}{3\pi\eta d} \tag{17.29}$$

În tabelul 17.8 se dă, ca exemplu, numărul sarcinilor electrice elementare cu care se încarcă particulele sferice, de diferite diametre, și vitezele lor de sedimentare, cînd $\xi=2$ și $E'=3$ kV/cm.

Tabelul 17.8

Sarcina electrică și viteza de sedimentare a particulelor sferice într-un cîmp electric $=2$ și $E'=$kV/cm

Diametrul particulelor d [μm]	Numărul sarcinilor elementare n	Viteza de sedimentare w_0 [m/s]
0,1	10	0,082
0,25	25	0,046
0,5	50	0,037
1,0	105	0,034
2,5	655	0,079
5,0	2 620	0,153
10,0	10 470	0,30
25,0	65 500	0,73

c) *Descărcarea particulelor pe electrodul de precipitare.* Cînd întîlnesc electrodul (pozitiv) de precipitare, particulele pierd — în condiții normale — sarcinile lor electrice prin descărcare pe electrodul legat la pămînt.

Cele trei etape ale procesului de separare trebuie să se termine înainte de ieșirea gazului din spațiul dintre electrozi. Dacă această, condiție nu este îndeplinită, particulele solide sau lichide neprecipitate rămîn în gazul care iese din filtrul electric, micșorînd eficacitatea de colectare.

17.2.6.4. **Fenomene secundare.** Schema simplă — arătată mai înainte — de funcționare a filtrelor electrice se complică prin intervenția unor fenomene secundare:

a) *Vîntul electric.* Cei mai mulți ioni se formează în jurul unor puncte active repartizate neuniform în lungul electrodului de ionizare (negativ). Acești ioni, în mișcarea lor către electrodul de precipitare, antrenează gazul înconjurător, producînd o deplasare de gaz — cu viteza de ordinul de mărime 0,5 m/s — numită vînt electric. Din cauză că gazul nu se poate acumula lîngă electrodul de precipitare, el se întoarce completînd circuitul, către electrodul de ionizare; întoarcerea se face în dreptul porțiunilor mai puțin active ale electrodului de ionizare (între punctele de scînteiere).

Efectele vîntului electric sînt: mărirea vitezei de sedimentare și uniformizarea concentrației ionilor în spațiul dintre electrozi.

Scanned with OKEN Scanner

b) *Fenomene secundare la electrodul de precipitare.* După proprietățile electrice ale particulelor, apar, în vecinătatea electrodului de precipitare, fenomene care influențează separarea lor.

— Dacă particulele de praf sînt bune conducătoare de electricitate, astfel încît contactul cu electrodul de precipitare se face fără rezistență electrică, sarcina negativă a particulelor este imediat neutralizată, și ele pot lua sarcini pozitive de la electrod. Încărcate astfel pozitiv, particulele sînt respinse și ajung iarăși în spațiul dintre electrozi. Aici ele pot primi din nou sarcini negative cu care sînt din nou atrase către electrodul de precipitare. Această alternanță se repetă de cîteva ori și se poate întîmpla ca particula să iasă din filtru împreună cu gazul. Rezultatul este micșorarea eficacității de colectare.

— Dacă particulele sînt rele conducătoare de electricitate, ele își păstrează sarcinile electrice negative și — ca urmare — aderă puternic la suprafața electrodului (pozitiv) de precipitare; celelalte particule care se depun ulterior, măresc aderența și compactitatea stratului de praf depus. Cînd stratul de praf se îngroașă particulele negative de la suprafața lui resping particulele negative de praf din gaz, împiedicîndu-le să se depună. Micșorarea eficacității filtrului, din această cauză, se evită prin scuturarea mai frecventă a electrozilor, pentru îndepărtarea prafului depus, sau mărind conductivitatea electrică a prafului prin umezirea gazului brut.

— Cînd stratul de praf rău conducător de electricitate este gros, se poate întîmpla ca intensitatea cîmpului din vecinătatea electrodului de precipitare să fie destul de mare pentru a produce o ionizare pozitivă (coronă pozitivă) care neutralizează sarcinile negative ale particulelor de praf din gaz, împiedicîndu-le să se depună. Acest fenomen se numește *coronă inversă.* Efectele ei sînt: creșterea consumului de curent electric, micșorarea tensiunii de străpungere, micșorarea eficacității de colectare a filtrului, se evită prin umezirea prealabilă a gazului și prin scuturarea frecventă a electrodului de precipitare.

— Cînd concentrația particulelor de praf din gaz este mare, sau viteza gazului prin filtru este mare, fluxul de ioni produși la electrodul de ionizare poate fi insuficient ca să încarce particulele de praf cu numărul necesar de sarcini pentru ca ele să se depună în timpul scurt în care gazul trece prin filtru. Fenomenul este cunoscut sub numele de *închiderea coronei.* Mijloacele de remediere sînt: mărirea tensiunii (mărirea fluxului de ioni), micșorarea vitezei gazului, separarea prealabilă — prin alte procedee — a particulelor mari din gazul brut.

17.2.6.5. **Eficiența filtrelor electrice.** Din încercări experimentale și considerații teoretice s-a dedus următoarea relație pentru eficacitatea de colectare a filtrelor electrice:

$$\eta = 100\ (1 - e^{-w_0 K}) \qquad (17.30)$$

în care:

η este eficacitatea de colectare, în %;
e = 2,718;
w_0 — viteza de sedimentare, în m/s;
K — constantă, în s/m;
= $4\ L/vD_p$, pentru electrozi sîrmă-cilindru;

Scanned with OKEN Scanner

$= L/av$, pentru electrozi paraleli (plase de sîrmă-plăci);
L — lungimea electrozilor (de-a lungul curentului de gaz), în m;
v — viteza gazului, în m/s;
a — distanța dintre electrozi, în m.

După natura gazului și condițiilor de funcționare eficacitatea de colectare η poate — excepțional — întrece 99%.

Pentru calculul exact al eficacității de colectare ar trebui să se integreze ecuația (17.30) în funcție de diametrul variabil al particulelor (amestec polidispers). S-a constatat însă că rezultatul este satisfăcător dacă se ia, în ecuația (17.30), w_0 pentru particulele de diametru mediu (apreciat), deoarece — cum se vede în tabelul 17.8, viteza de sedimentare w_0 nu variază mult cu diametrul particulelor cînd acesta este mai mic decît 2,5 μm.

17.2.6.6. **Instalație de laborator.** În fig. 17.16 este schema unei instalații de laborator pentru demonstrarea separării prafului și cețeі din gaze, cu mijloace electrice.

Filtrul electric al acestei instalații este improvizat dintr-o manta de refrigerent, în axa căruia s-a întins o sîrmă prinsă în dopurile de la

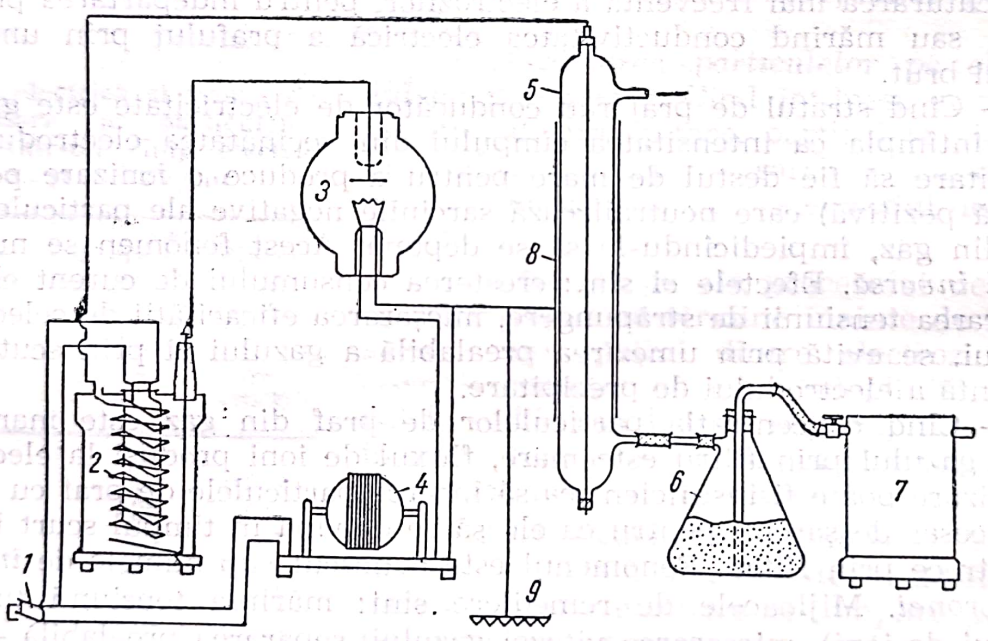


Fig. 17.16. Instalație de laborator pentru separarea electrică a prafului și cețeі din gaze:
1 — întrerupător; *2* — transformator de tensiune înaltă (120/8 000 V); *3* — lampă redresoare; *4* — transformator (120/24 V) pentru alimentarea lămpii redresoare; *5* — filtru electric; *6* — vas pentru prepararea suspensiei de cărbune; *7* — suflantă; *8* — foaie de staniol lipită de mantaua filtrului; *9* — priză de pămînt.

capetele mantalei de sticlă; celălalt electrod (de precipitare) este o foaie de staniol lipită pe manta; mantaua este legată la pămînt. Gazul brut intră prin racordul inferior al mantalei de refrigerent și iese prin racordul superior.

Pentru prepararea suspensiei se folosește un vas de trompă conținînd praf de cărbune prin care o suflantă de laborator suflă aer.

După montarea aparatelor, și cu întrerupătorul deschis, se pornește suflanta de aer; aerul se încarcă cu praf fin de cărbune trece prin filtrul electric și apare ca fum negru la ieșirea din filtru. În momentul cînd se închide întrerupătorul și filtrul electric intră în funcțiune, fumul negru dispare imediat.

Dacă la racordul superior al mantalei se fixează o țigară aprinsă și se aspiră aer prin aparat — cu o trompă de vid legată la racordul inferior — ceața care se formează în filtru dispare în momentul cînd se închide circuitul electric.

Ținînd seama de tensiunea electrică înaltă (8 000 V) folosită, se atrage atenția ca în timpul funcționării aparatului, operatorul să nu se apropie de instalație. Închiderea întrerupătorului se face de la distanță (montînd întrerupătorul departe de aparat). Toate aparatele trebuie să fie legate la pămînt.

17.2.6.7. **Instalații industriale.** Instalațiile industriale pentru separarea prafului și cetei, pe cale electrică, pot fi clasificate după mai multe criterii:

— după forma electrozilor: aparate cu electrozi coaxiali și aparate cu electrozi în plane paralele;

— după direcția curentului de gaz: aparate cu curent vertical și aparate cu curent orizontal;

— după temperatura gazului: aparate funcționînd la rece (temperatura normală) și aparate funcționînd la cald;

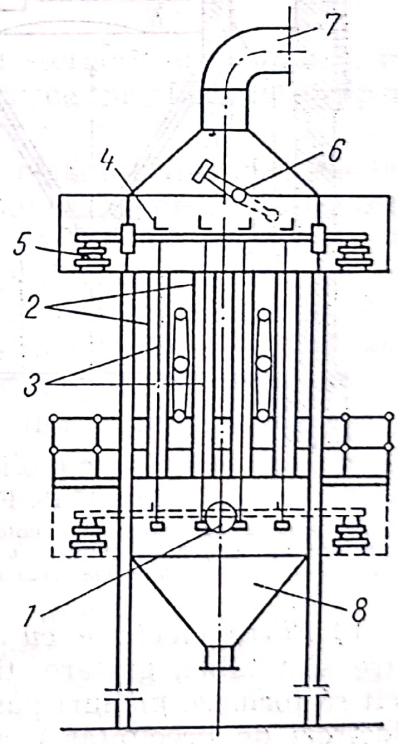


Fig. 17.17. Filtru electric tubular:
1 — conductă de intrare a gazului; *2* — electrozi (tubulari) de precipitare; *3* — electrozi (filiformi) de ionizare; *4* — cadru pentru susținerea și scuturarea electrozilor; *5* — izolatori; *6* — dispozitiv de lovire pentru scuturarea electrozilor; *7* — conductă pentru ieșirea gazului epurat; *8* — fund conic pentru colectarea prafului.

— după starea higroscopică a gazului: filtre uscate și filtre umede;

— după cum ionizarea și precipitare au loc în același aparat sau în aparate separate: instalații cu una sau două trepte.

a) *Filtre electrice cu electrozi coaxiali.* Aceste filtre, numite și filtre tubulare (fig. 17.17) au electrozii de ionizare (cu diametrul de 1,5—2 mm)

Scanned with OKEN Scanner

și electrozii de precipitare din tuburi metalice verticale. Mai multe perechi de astfel de electrozi pe care gazul îi parcurge în paralel de jos în sus, formează un filtru. Pentru a mări compactitatea aparatului se construiesc filtre electrice cu tuburi de secțiune pătrată sau hexagonală, asociate în formă de fagure.

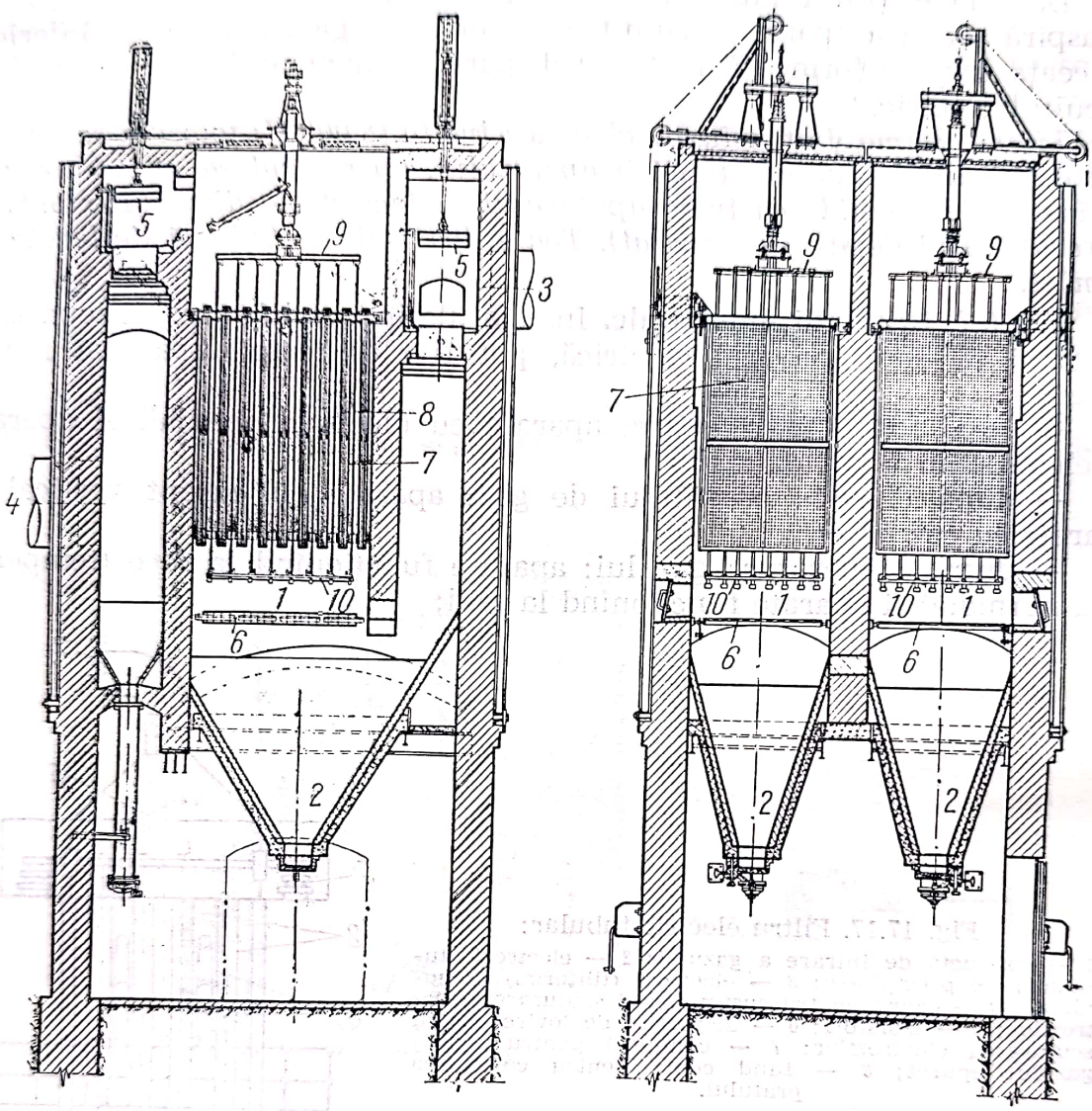


Fig. 17.18. Filtru electric cu electrozi paraleli:
1 — camere verticale; *2* — colectoare de praf; *3* — intrarea gazului brut; *4* — ieșirea gazului epurat; *5* — ventile; *6* — grătare de distribuție; *7* — electrozi de precipitare; *8* — electrozi de ionizare; *9, 10* — cadre de susținere.

b) *Filtre electrice cu electrozi în plane paralele.* Electrozii acestor filtre sînt table, grătare, tije, lanțuri sau plase de sîrmă, astfel așezate încît să formeze planuri paralele, alternînd electrozi cu arie efectivă mare (electrozi de precipitare) și electrozi cu arie efectivă mică (electrozi de ionizare), pentru a realiza între electrozi un cîmp neomogen. Curentul de gaz, orizontal sau vertical, circulă paralel cu electrozii; excepțional, cînd electrozii de precipitare sînt din grătare, gazul trece perpendicular pe planul electrozilor. În figurile 17.18 și 17.19 sînt reprezentate schemele a două filtre electrice cu electrozi paraleli.

Scanned with OKEN Scanner

Este necesar să se asigure o bună repartizare a gazului în secțiunea filtrului, de exemplu prin table curbate de ghidaj, așezate în locurile de schimbare a direcției de curgere (fig. 17.19).

Atît filtrele cu electrozi coaxiali, cît și cele cu electrozi paraleli sînt prevăzute cu dispozitive pentru îndepărtarea prafului depus pe electrozi.

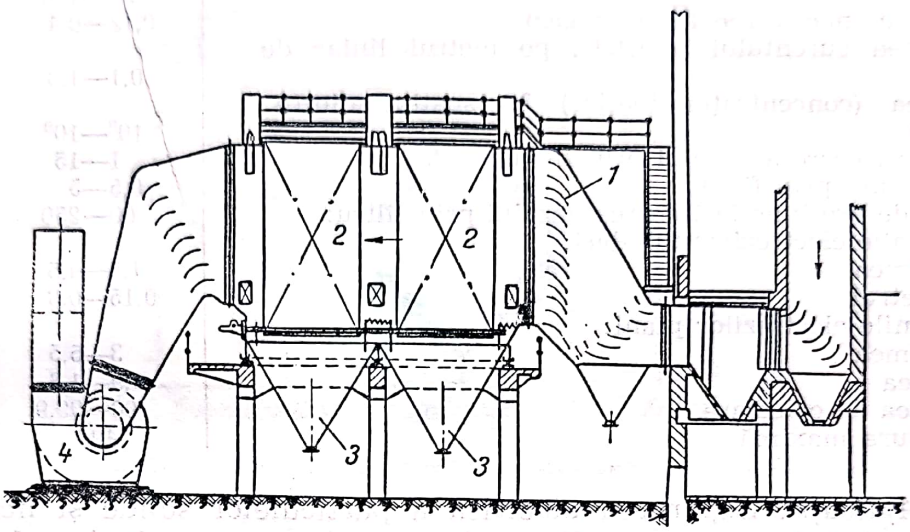


Fig. 17.19. Filtru electric cu electrozi paraleli:
1 — plăci (table) de ghidare și repartizare uniformă a curentului de gaz; *2* — electrozi; *3* — colectoare de praf; *4* — ventilator.

Aceste dispozitive lucrează prin scuturare sau ștergere, cu comandă manuală sau automată, continuă sau intermitentă, cu sau fără întreruperea funcționării aparatului.

c) *Filtre umede și filtre uscate.* În mod obișnuit filtrarea electrică a gazului se face la temperaturi superioare punctului de rouă a gazului (filtrare uscată). Uneori, umezirea (saturarea gazului cu vapori de apă) aduce îmbunătățirea precipitării atît prin faptul că particulele de praf se acoperă cu un film de lichid, cît și prin mărirea conductivității a prafului depus (filtrarea umedă). Tot filtrare umedă se consideră separarea cețurilor, cum și îndepărtarea prafului depus, cu ajutorul unui film de lichid care se prelinge în lungul electrozilor de precipitare.

d) *Instalație cu două trepte.* În instalațiile precedente, ionizarea și precipitarea particulelor de aerosoli se petrec în același aparat (într-o singură treaptă). Mai tîrziu s-au dezvoltat — în special pentru condiționarea aerului — instalații cu două trepte, în care ionizarea și precipitarea se petrece în aparate separate. În treapta de ionizare, gazul brut este ionizat între electrozi cu cîmp electric neuniform, aproape de tensiunea de străpungere; gazul are viteza destul de mare pentru ca particulele să nu se depună. Ele trec, împreună cu gazul, în treapta a doua, de precipitare, unde există un cîmp uniform între plăci paralele. Se realizează astfel instalații mai compacte, consum mai mic de energie electrică, eficacități de colectare bune (de ordinul 90%).

În tabelul 17.9 sînt indicate cîteva date practice pentru filtrele electrice.

Scanned with OKEN Scanner

Tabelul 17.9

Date practice pentru filtrele electrice

Cîmpul electric (gradientul tensiunii)	1,5—6,0	kV/cm
Tensiunea electrică	30—100	kV
Consum de energie (pe 1 000 m^3 gaz)	0,12—0,4	kWh
Intensitatea curentului electric, pe metrul liniar de electrod	0,1—1,0	mA/m
Densitatea (concentrația ionilor) în spațiul dintre electrozi	10^8—10^9	cm^{-3}
Durata de trecere a gazului prin filtru	1—15	s
Viteza gazului prin filtru	0,5—5	m/s
Pierdere de presiune la trecerea gazului prin filtru:	60—250	Pa
Dimensiunile electrozilor tubulari:		
— înălțimea	1,8—4,5	m
— diametrul	0,15—0,3	m
Dimensiunile electrozilor plani:		
— înălțimea	3—5,5	m
— lățimea	0,9—1,8	m
Eficacitatea de colectare	90—99,9	%
Temperatura maximă	400	°C

e) *Aplicații.* Separarea electrică a particulelor solide și lichide din gaze se aplică în toate cazurile cînd se cere o separare înaintată, inclusiv a particulelor fine, de exemplu:

— dezarsenierea gazelor de la arderea piritei;

— îndepărtarea și captarea prafului produs în instalațiile de măcinare și transport;

— îndepărtarea prafului din gazele cuptoarelor de carbid, ciment, din gazele cuptoarelor metalurgice și ale furnalelor înalte;

— îndepărtarea prafului de cărbune și a gudroanelor din gazele de cocserie;

— îndepărtarea fumului din gazele de ardere;

— recuperarea acidului sulfuric și a acidului fosforic din gazele conținînd acidul ca ceață;

— separarea prafului provenind din procesul de fluidizare.

f) *Avantaje și dezavantaje.* Numeroasele aplicații ale acestui procedeu derivă din importantele avantaje pe care le are față de celelalte procedee de epurare a gazului sau de recuperare a fazei disperse din gaze.

— insensibilitate față de temperatură, putîndu-se lucra pînă la 1 000°C;

— menținerea căldurii (entalpiei) gazului;

— producerea mică de presiune la trecerea gazului prin filtru;

— consum redus de energie: în mod normal se consumă 0,1—0,4 kWh pentru 1 000 m^3 de gaz și — excepțional — pentru epurări înaintate, de exemplu gaz de furnal înalt, epurat pentru motoarele cu explozie, pînă la 0,005 g/m^3, se consumă 1,1 kWh pentru 1 000 m^3 de gaz;

— separarea prafului fin, excepțional pînă la 99,9%; pentru particule fine, sub 2 μm, eficacitatea de colectare nu mai este influențată de diametrul particulelor;

— uzură neînsemnată a aparaturii;

Scanned with OKEN Scanner

— obținerea prafului în stare uscată;
— posibilitate de construire a aparatului din materiale rezistente la coroziune.

Dezavantajele filtrelor electrice sînt: costul mare de investiție și necesitatea unei exploatări atente, menținerea unor condiții de exploatare.

g) *Partea electrică*. Pentru obținerea curentului electric continuu, de înaltă tensiune, necesar funcționării filtrelor electrice, curentul alternativ de frecvență normală și de tensiune relativ joasă, este transformat la

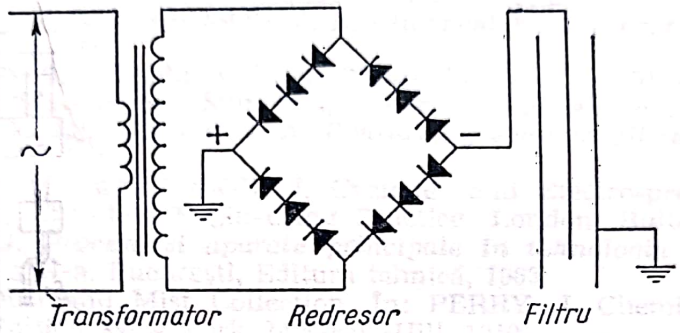


Fig. 17.20. Schema de montaj a unui redresor cu siliciu.

tensiune înaltă cu un transformator de tensiune și apoi este redresat cu redresoare mecanice cu electromotor sincron, redresoare cu vapori de mercur sau cu redresoare cu seleniu sau siliciu. În fig. 17.20 este dată schema de principiu a unui montaj cu redresor cu siliciu.

17.2.7. **Procedee sonice de separare**

Sub influența undelor sonice, particulele de praf (sau de ceață) de diferite mărimi sau diferite viteze (ca valoare și direcție), se ating și formează aglomerate ușor de separat apoi, într-un ciclon. Alte efecte ale cîmpului sonor produc același rezultat.

Efectele undelor sonore depind de frecvența și de intensitatea lor și de durata de acționare.

Frecvența undelor sonore folosite pentru separarea prafului sau ceței din gaze, variază între 1 și 100 kHz (frecvența maximă auditivă este de 17 kHz).

Prin intensitatea undelor sonore se înțelege energia undelor care prin unitatea de arie în unitatea de timp, și se exprimă în W/cm^2. Aglomerarea prafului sau ceței se termină în cîteva secunde la intensitatea sonoră de 0,1—1 W/cm^2.

Cu ajutorul undelor sonore se separă particule de praf și ceață de dimensiuni sub 10 μm și se ajunge la purificări pînă la 0,1 g/m^3. Este necesar ca concentrația particulelor în gazul brut să fie de peste 35 g/m^3; la concentrații inițiale mai mici, se adaugă praf sau se injectează abur.

Instalația este formată din: generatorul de unde ultrasonore, turnul de aglomerare și ciclonul de separare.

Scanned with OKEN Scanner

a) *Generatorul de unde sonice* se construiește în numeroase variante:

— *Generatorul sonor cu jet* (fig. 17.21) este alcătuit dintr-o duză și un rezonator în care lovește jetul de aer produs de duză. Caracteristici: putere sonoră 70—130 W, frecvența 6—65 kHz, suprapresiunea aerului la intrarea în duză $0{,}9 \cdot 10^5$ Pa (0,9 ats), debitul gazului de epurat 10—20 m³/h.

— *Generatorul sirenă* este acționat de o turbină: are un rotor cu deschideri — găuri sau fante — corespunzînd unor deschideri asemănătoare în stator. Undele sonore se nasc la ieșirea periodică a aerului sub presiune prin deschiderile rotorului și statorului. Caracteristici: puterea sonoră 10 W/cm², frecvența 1—200 kHz, debitul gazului de epurat pînă la 40 000 m³/h.

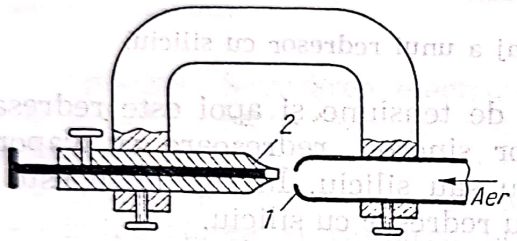


Fig. 17.21. Generator de unde sonore, cu jet:
1 — duză; *2* — rezonator.

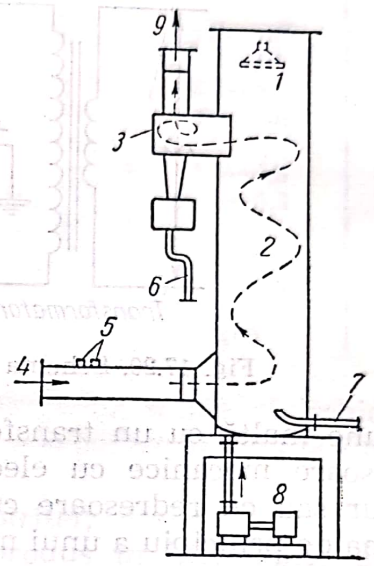


Fig. 17.22. Instalație sonoră pentru separarea ceței de acid sulfuric.
1 — generator de unde sonice; *2* — turn de aglomerare; *3* — ciclon; *4* — intrarea gazului; *5* — duze de umezire; *6, 7* — conducte pentru evacuarea acidului; *8* — compresor de aer pentru acționarea generatorului sonic; *9* — ieșirea gazului epurat.

b) *Turnul de aglomerare* este o cameră cilindrică goală, pe care gazul o străbate în timp ce este supus acțiunii cîmpului sonor produs de generatorul sonic așezat la partea superioară a camerei.

c) *Ciclonul* are rolul să separe aglomeratele formate în turnul de aglomerare.

În fig. 17.22 este schițată o instalație pentru separarea — pe cale sonică — a ceței de acid sulfuric.

Instalațiile sonice pentru aglomerarea prafului folosesc frecvențe între 1 și 100 kHz și consumă aproximativ 1—3 kWh/1 000 m³ de gaz.

BIBLIOGRAFIE

1. ACHENBACH, P. Elektrische Gasreinigung. În: Ullmanns Encyklopädie der technischen Chemie, 1. Bd. München, URBAN und SCHWARZENBERG, 1951.
2. BAUMANN, G. Purificarea modernă a gazelor prin dezintegratoare. În: Stahl und Eisen, nr. 8, 1953, p. 73.
3. BERGMANN, L. *Der Ultrashall und seine Anwendung in Wissenschaft und Technik.* Stuttgart, Hitzel Verlag, 1954.
4. BROWN, G. G. *Unit Operations.* New York, J. Wiley, 1954.
5. COULSON, J. M. and RICHARDSON, J. E. Chemical Engineering, 2-nd Bd. London, Pergamon Press, 1955.
6. DIETRICH, K. Staubabscheidung durch Massenkräfte. În: Ullmanns Encyklopädie der technischen Chemie. München, Urban und Schwarzenberg, 1951.
7. GORDON, G. M. și ALADJALOV, I. A. *Epurarea gazelor cu filtre sac* (trad. din l. rusă), București, I.D.T.
8. HEINRICH, R. F. and ANDERSON, J. Cyclones and Electro-precipitation. În: CREMER-DAVIES, Chemical Engineering Practice. London, Butterworths, 1957.
9. KASATKIN, A. G. *Procese și aparate principale în tehnologia chimică* (trad. din l. rusă), ediția a II-a. București, Editura tehnică, 1963.
10. LAPPLE, C. E. Dust and Mist Collection. În: PERRY, J. Chemical Engineers' Handbook, third Edition, New York, McGraw-Hill, 1950.
11. LUCAS, R. L. Gas-Solids separation. În: PERRY, CHILTON, KIRKPATRICK, Engineers' Handbook, fourth Edition. New York, McGraw-Hill, 1963.
12. LUCAS, R. L. a.o. Gas-Solids Separations, În: PERRY and CHILTON, Chemical Engineers' Handbook, fifth Edition. New York, McGraw-Hill, 1973.
13. MINA, C. Filtrarea electrică a gazelor. În: Revista de Chimie, nr. 12, 1954, p. 601.
14. MELDAU, R. *Handbuch der Staubtechnik,* 2. Bd. Düsseldorf, V.D.I. — Verlag, 1958.
15. RENERT, M. *Progrese în tehnica desprăfuirii gazelor industriale.* București, I.D.T., 1955.
16. SCHYTILL, F. Akustische Gasreinigung. În: Ullmanns Encyklopädie de Technischen Chemie, 1.Bd. München, URBAN und SCHWARZENBERG, 1951.
17. SERENKO, A. S., *Obesnilivanie vozduha v ogneupornoi promîşlennosti.* Harkov-Moskova, Metalurgizdat, 1953.
18. ZALOGHIN, G. N. și SUHER, M. S. *Epurarea gazelor arse* (trad. din l. rusă). București, Editura Energetică de Stat, 1953.
19. Conferința Comitetului V.D.I. pentru tehnica prafului, din martie 1953. În: Chemische Technik, 1953, nr. 12, p. 23.
20. Conferința pentru problemele tehnicii suspensiilor, din octombrie 1953. În: Chemische Technik, 1954, nr. 3, p. 26.
21. V.D.I. — Richtlinien 2066. Leistungsversuche an Entstoubern, 2. Aufl. Düsseldorf, V.D.I. — Verlag, 1949.

Scanned with OKEN Scanner

Partea a cincea

Operații termice

Scanned with OKEN Scanner

Capitolul 18. **Transferul termic** . 185

18.1. Transmiterea căldurii prin conducție 186
18.1.1. Ecuații fundamentale . . 186
18.1.1.1. Analogie electrică . . 186
18.1.1.2. Legea lui Fourier . 188
18.1.1.3. Ecuația diferențială a lui Fourier 188
18.1.2. Conductivitatea termică . 191
18.1.2.1. Observații asupra conductivității termice . . . 191
18.1.2.2. Ecuații pentru calculul conductivității termice . . 195
18.1.3. Transmiterea căldurii prin conducție în regim staționar 196
18.1.3.1. Transmiterea căldurii printr-un perete cu fețe plane, paralele 197
18.1.3.2. Transmiterea căldurii printr-un perete format din mai multe straturi paralele . 201
18.1.3.3. Transmiterea căldurii printr-un perete cilindric . 204
18.1.3.4. Transmiterea căldurii printr-un perete cilindric format din mai multe straturi coaxiale 207
18.2. Transmiterea căldurii prin convecție 209
18.2.1. Ecuația diferențială *Fourier-Kirchhoff* pentru transmiterea căldurii prin convecție 210
18.2.2. Transmiterea căldurii prin conducție și convecție în regim staționar 212
18.2.2.1. Transmiterea căldurii printr-un perete cu fețe plane, paralele 212
18.2.2.2. Transmiterea căldurii printr-un perete format din mai multe straturi paralele . 215
18.2.2.3. Transmiterea căldurii printr-un perete cilindric . 215
18.2.2.4. Transmiterea căldurii printr-un perete cilindric format din mai multe straturi coaxiale 216
18.2.3. Valori aproximative ale coeficienților (parțiali) de transmitere a căldurii . . . 218
18.2.3.1. Importanța relativă a coeficienților parțiali de transmitere a căldurii . . 219
18.2.4. Similitudine termică și analiză dimensională . . . 221
18.2.4.1. Similitudinea transmiterii căldurii în regim staționar 221
18.2.4.2. Analiza dimensională 225
18.2.5. Determinarea coeficienților parțiali, de transmitere a a căldurii 227
18.2.5.1. Fluide în convecție forțată 228
18.2.5.2. Fluide în convecție liberă 235
18.2.5.3. Transferul termic cu schimbarea stării fizice a fluidului 236
18.2.5.4. Transferul termic cu contact direct între fluide 248
18.3. Transferul termic la temperaturi variabile 249
18.3.1. Transferul termic la temperaturi variabile în regim staționar 249
18.3.1.1. Transferul termic în curent paralel (echicurent) 249
18.3.1.2. Transferul termic în contracurent 254
18.3.2. Transferul termic la temperaturi variabile, în regim nestaționar 259
18.3.2.1. Încălzirea fluidelor: variația temperaturilor numai în timp 259
18.3.2.2. Încălzirea fluidelor: variația temperaturilor în timp și spațiu 262
18.3.2.3. Încălzirea corpurilor solide 267
18.4. Transferul termic prin radiație 277
18.4.1. Puterea de emisie a corpului negru absolut 277
18.4.2. Legea lui *Ștefan* și *Boltzmann* 280
18.4.3. Legea lui *Kirchhoff* . . 281
18.4.4. Legea lui *Lambert* . . 282
18.4.5. Schimbul de căldură prin radiație între două suprafețe 284
18.4.5.1. Suprafețe negre . . 284
18.4.5.2. Suprafețe cenușii . . 286
18.4.5.3. Coeficientul de transfer prin radiație 287
18.4.5.4. Ecrane 288

Scanned with OKEN Scanner

18.4.6. Izolarea termică 289
18.4.7. Radiația gazelor . . . 290
18.4.8. Radiația flăcărilor luminoase 293
18.4.9. Căldura transmisă într-un focar 294
18.5. Măsurarea temperaturii . . 295
18.5.1. Termometre cu lichid . . 296
18.5.2. Termometre cu arc . . 297
18.5.3. Termometre mecanice . . 297
18.5.4. Termocuple 298
18.5.5. Termometre electrice cu rezistență 300
18.5.6. Pirometre electrice prin radiație 300
18.5.7. Pirometre optice . . . 301
18.5.8. Alte metode 302
Bibliografie 302

Capitolul 19. **Încălzirea aparatelor din industria chimică** 304

19.1. Încălzirea cu purtători de căldură în stare gazoasă . . . 307
19.1.1. Încălzirea cu gaze . . . 307
19.1.1.1. Încălzirea cu gaze de ardere 308
19.1.1.2. Încălzirea cu aer cald 309
19.1.2. Încălzirea cu vapori . . 309
19.1.2.1. Încălzirea cu vapori de apă 309
19.1.3. Încălzirea cu vapori sau lichide 310
19.1.3.1. Încălzirea cu serpentine îngropate 310
19.1.3.2. Încălzirea prin manta cu puncte de întărire . . 311
19.1.3.3. Încălzirea prin serpentine exterioare 311
19.1.3.4. Încălzirea prin fascicul de țevi (sistem tubular) 312
19.1.3.5. Încălzire cu jeturi de vapori 313
19.1.3.6. Încălzirea prin pompa de căldură 314
19.1.3.7. Încălzirea cu vapori de substanțe organice . . 316
19.1.3.8. Încălzirea cu vapori de mercur 318
19.1.4. Evacuarea condensatului 319
19.1.4.1. Evacuarea cu închidere hidraulică 319
19.1.4.2. Dispozitiv de evacuare cu burduf 319
19.1.4.3. Dispozitiv cu labirint . 320
19.1.4.4. Oală de condens cu evacuare continuă 320
19.1.4.5. Oale de condens cu evacuare intermitentă . . 320
19.2. Încălzirea cu purtători de căldură în stare lichidă . . . 321
19.2.1. Încălzirea cu apă caldă . 321
19.2.2. Încălzirea cu uleiuri minerale 322
19.2.3. Încălzirea cu lichide organice definite 322
19.2.4. Încălzirea cu săruri topite 324
19.2.5. Încălzirea cu băi de metale topite 325
19.3. Încălzirea cu purtători de căldură solizi 325
19.3.1. Încălzirea cu bile în circulație 325
19.3.2. Încălzirea cu pulberi . . 327
19.4. Încălzirea electrică 327
19.4.1. Încălzirea prin rezistențe electrice 327
a) Calculul rezistențelor de încălzire 329
19.4.2. Încălzirea cu radiații infraroșii 332
19.4.3. Încălzirea prin curenți de inducție 333
19.4.4. Încălzirea dielectrică . . 334
19.4.5. Încălzirea prin arc electric 335
Bibliografie 335

Capitolul 20. **Schimbătoare de căldură** 336

20.1. Recuperatoare de căldură . 338
20.1.1. Schimbătoare de căldură cu serpentine 338
20.1.2. Schimbătoare de căldură cu țevi coaxiale 338
20.1.3. Schimbătoare de căldură tubulare 339
20.1.3.1. Schimbătoare de căldură tubulare simple . . 339
20.1.3.2. Schimbătoare de căldură cu mai multe treceri prin țevi 340
20.1.3.3. Schimbătoare de căldură cu șicane 340
20.1.3.4. Alte tipuri de schimbătoare de căldură tubulare 340

Scanned with OKEN Scanner

20.1.3.5. Calculul schimbătoarelor de căldură cu mai multe treceri și șicane 341
20.1.3.6. Indicații pentru proiectarea schimbătoarelor de căldură tubulare 343
20.1.3.7. Schimbătoare de căldură din grafit 346
20.1.3.8. Schimbătoare de căldură tubulare, cu teci . . 346
20.1.4. Schimbătoare de căldură spirale 347
20.1.5. Schimbătoare de căldură cu plăci 349
20.1.6. Schimbătoare de căldură cu plăci ondulate încrucișate 350
20.1.7. Schimbătoare de căldură cu aripioare 350
20.2. Regeneratoare de căldură . 353
20.2.1. Regeneratoare de căldură cu funcționare în regim nestaționar, alternativ 353
20.2.1.1. Calculul regeneratoarelor de căldură 354
20.2.2. Regeneratoare de căldură funcționînd în regim staționar 356
20.2.2.1. Regeneratorul Ljungström 356
Bibliografie 357

Capitolul 21. **Răcirea și condensarea** 358
21.1. Răcirea 358
21.1.1. Procedee de răcire . . 358
21.1.1.1. Răcirea cu apă . . . 358
21.1.1.2. Răcirea cu gheață . . 358
21.1.1.3. Răcirea cu bioxid de carbon solid 358
21.1.1.4. Răcirea cu amestecuri frigorifice 358
21.1.1.5. Răcirea prin vaporizarea unui lichid într-un gaz 360
31.1.1.6. Răcirea prin destindere fără producere de lucru mecanic 362
21.1.1.7. Răcirea prin destindere cu producere de lucru mecanic 364
21.1.2. Mașini frigorifice cu comprimare 364
21.1.2.1. Mașina teoretică lucrînd după ciclul *Carnot* . 364
21.1.2.2. Instalații frigorifice după ciclul umed 367
21.1.2.3. Instalații frigorifice după ciclul uscat 373
21.1.2.4. Instalații frigorifice cu subrăcire 375
21.1.2.5. Instalații frigorifice cu comprimare în două trepte 376
21.1.2.6. Instalații frigorifice cu aer 376
21.1.2.7. Instalații frigorifice cu vapori de apă 377
21.1.2.8. Elementele instalațiilor frigorifice cu comprimare 377
21.1.3. Instalații frigorifice cu absorbție 381
21.1.3.1. Instalații frigorifice cu absorbție, cu pompă . . 381
21.1.3.2. Instalații frigorifice cu absorbție, fără pompă . 382
21.1.3.3. Instalații frigorifice cu absorbție, continue, fără elemente mobile 383
21.1.4. Instalații frigorifice cu adsorbție 383
21.1.5. Instalații frigorifice cu răcire în cascadă 384
21.1.6. Lichefierea gazelor . . 384
21.1.6.1. Procedeul *Linde*, cu expandare liberă 385
21.1.6.2. Procedeul *Linde*, cu două trepte de comprimare 385
21.1.6.3. Procedeul *Claude*, cu detentor 386
21.1.6.4. Procedeul combinat *Heyland* 387
21.1.6.5. Procedeul combinat *Kapitza*, la presiune joasă . 387
21.1.6.6. Lichefierea heliului . 388
21.1.7. Fabricarea gheții artificiale 388
21.2. Condensarea 389
21.2.1. Clasificarea condensatoarelor 389
21.2.2. Tipuri de condensatoare . 390
21.2.2.1. Condensatoare de suprafață, tubulare 390
21.2.2.2. Condensatoare de suprafață, cu injectoare . . . 390
21.2.2.3. Condensatoare de suprafață, spirale 390
21.2.2.4. Condensatoare de amestec 392
Bibliografie 401

Capitolul 22. **Vaporizarea** . . . 403
22.1. Factorii care influențează vaporizarea 403

Scanned with OKEN Scanner

22.1.1. Presiunea de vapori și temperatura de fierbere a soluției 403
22.1.2. Presiunea hidrostatică în vaporizatoare 407
22.1.3. Sensibilitatea termică a soluției 409
22.2. Procedee de vaporizare . . 409
22.2.1. Vaporizarea simplă . . . 409
22.2.1.1. Calculul instalației pentru vaporizarea simplă . 410
22.2.1.2. Tipuri de vaporizare . 418
22.2.1.3. Alegerea vaporizatoarelor 430
22.2.2. Vaporizatoare cu efect multiplu 431
22.2.2.1. Variante ale instalațiilor de vaporizare cu efect multiplu 433
22.2.2.2. Calculul instalației ideale de vaporizare cu efect multiplu 436
22.2.2.3. Calculul instalației reale de vaporizare cu efect multiplu 447
22.2.2.4. Numărul optim de vaporizatoare 450
22.3. Vaporizatoare cu pompă de căldură 451

Bibliografie 453

Capitolul 23. **Cristalizarea** . . . 454

23.1. Mecanismul cristalizării . . 455
23.1.1. Echilibrul între faze . . 456
23.1.2. Formarea centrelor de cristalizare 457
23.1.3. Creșterea cristalelor . . 458
23.1.4. Influența impurităților . 461
23.1.5. Aglomerarea cristalelor . 461
23.2. Cristalizarea fracționată . . 462
23.2.1. Procedee de cristalizare . 464
23.2.1.1. Recristalizarea simplă 464
23.2.1.2. Recristalizarea repetată 464
22.2.1.3. Recristalizarea cu contact multiplu, în contracurent 464
23.2.1.4. Procedee direcționale: topire zonară 466
23.3. Cristalizatoare 466
23.3.1. Cuve de cristalizare . . 467
23.3.2 Vaporizatoare-cristalizatoare 468
23.3.3. Cristalizatoare cu răcire și agitare 468
23.3.4. Cristalizatoare basculante *(Wulff-Bock)* 469
23.3.5. Cristalizatoare cu agitator elicoidal 469
23.3.6. Cristalizatoare tubulare rotative 470
23.3.7. Cristalizatoare conice *(Howard)* 470
23.3.8. Cristalizatoare funcționînd sub depresiune . . . 471
23.3.9. Cristalizatoare cu strat (fluidizat) de cristale . . . 473

Bibliografie 474

Capitolul 24. **Uscarea** 475

24.1. Statica uscării 477
24.1.1. Echilibrul aer-material umed 477
24.1.2. Bilanțul de materiale al uscătorului 479
24.1.3. Bilanțul termic al uscătorului 480
24.1.4. Reprezentarea operației de uscare în diagrama H, x . 482
24.2. Cinetica uscării 483
24.2.1. Viteza de uscare . . . 483
24.2.1.1. Diagramele vitezei de uscare 484
24.2.2. Durata de uscare . . . 486
24.2.2.1. Uscarea în condiții constante 486
24.2.2.2. Uscare în condiții variabile 490
24.3. Procedee și aparate de uscare 499
24.3.1. Uscătoare cu cameră . . 499
24.3.1.1. Uscătoare cu circulație naturală a aerului 499
24.3.1.2. Uscătoare cu circulație forțată a aerului . . . 499
24.3.1.3. Uscătoare cu încălzire intermediară a aerului . . 499
24.3.1.4. Uscătoare cu recirculare parțială a aerului . . 500
24.3.1.5. Uscătoare cu condensare 501
24.3.2. Uscătoare tunel 502
24.3.3. Uscătoare cu bandă . . 506
24.3.4. Uscătoare turbină . . . 507
24.3.5. Uscătoare rotative . . . 508
24.3.6. Uscătoare cu tambur . . 512

Scanned with OKEN Scanner

24.3.6.1. Uscarea cu preformare. 513
24.3.7. Uscătoare cu agitare mecanică 515
24.3.8. Uscătoare pneumatice . 516
24.3.9. Uscătoare prin pulverizare (atomizoare) 517
24.3.10. Uscarea în vid 520
24.3.10.1. Uscătoarele cameră cu polițe, pentru uscare în vid 520
24.3.11. Uscarea prin înghețare . 521
24.3.12. Uscarea cu radiații infraroșii 522
24.3.13. Uscarea prin curenți de înaltă frecvență (încălzire dielectrică) 523
24.3.14. Alegerea uscătoarelor . 524
24.4. Uscarea gazelor 525
24.4.1. Uscarea gazelor prin răcire 530
24.4.2. Uscarea gazelor prin comprimare 530
24.4.3. Uscarea gazelor prin absorbție sau cu substanțe higroscopice 531
24.4.4. Uscarea gazelor prin adsorbție 531
Bibliografie 532

Scanned with OKEN Scanner

CAPITOLUL 18

Transferul termic

Temperatura influențează valorile constantelor fizice, starea, echilibrul chimic și cinetica sistemelor materiale. În fabricațiile chimice, condițiile de temperatură se pun pentru fiecare etapă și fiecare operație a procesului tehnologic.

Aducerea unui sistem la o temperatură dată sau menținerea lui la o anumită temperatură se face prin introducerea, evacuarea sau păstrarea căldurii, adică prin încălzire, răcire sau izolare termică.

Ansamblul de considerații fizice — teoretice, experimentale și tehnice — care au scopul de a explica și prevedea — calitativ și cantitativ transportul căldurii se numește *transfer termic*[1].

Multe operații importante de inginerie chimică: încălzirea, răcirea, evaporarea, condensarea, sublimarea, uscarea, distilarea, rectificarea ș.a. se bazează pe transmiterea căldurii. Numeroase utilaje chimice, industriale sau de laborator, ca: schimbătoare de căldură (preîncălzitoare, răcitoare, recuperatoare, regeneratoare), uscătoare, cuptoare, vaporizatoare, coloane de rectificare, condensatoare, instalații frigorifere, reactoare ș.a. au ca funcție principală transmiterea căldurii în condițiile impuse de procesul tehnologic.

Transmiterea căldurii este condiționată de o diferență de temperatură: căldura trece de la temperatura mai înaltă la temperatura mai coborîtă.

Există trei moduri de transmitere a căldurii: prin conducție, prin convecție și prin radiație.

Prin convecție căldura se transmite din aproape în aproape, din moleculă în moleculă, în interiorul unui corp sau între corpuri care se ating, fără deplasare aparentă de substanță. Moleculele, „mai calde", cu mișcări mai repezi, ciocnesc moleculele vecine „mai reci", cu mișcări mai lente, cedîndu-le o parte din energia lor cinetică; prin absorbție de energie, moleculele mai reci se încălzesc iar cele calde, cedînd energie, se răcesc. Transmiterea căldurii continuă pînă cînd se ajunge la uniformizare macroscopică a stării energetice, corespunzînd la egalizarea temperaturii. În metale deplasarea electronilor liberi participă la trans-

[1] Denumiri sinonime: transmiterea căldurii, propagarea căldurii, trecerea căldurii.

Scanned with OKEN Scanner

miterea căldurii, ceea ce explică marea conductivitate termică a metalelor. Exemplu: transmiterea căldurii într-o bară metalică.

Prin convecție căldura se transmite ca efect al deplasării macroscopice a fluidelor calde, adică al transportului de substanțe în interiorul aceleiași faze sau între faze diferite, în contact. Se numește *convecție naturală* sau *convecție liberă*, transmiterea de căldură rezultată din deplasarea naturală a unor porțiuni de fluid sub acțiunea diferenței de densitate (de exemplu: aerul încălzit în partea inferioară a unei încăperi formează curenți ascendenți care transportă căldura la partea superioară a încăperii, unde înlocuiesc porțiuni de aer rece și deci mai greu, care coboară). Se numește *convecție forțată* transmiterea căldurii prin deplasarea „forțată" a unui fluid cu mijloace mecanice exterioare (pompe, agitatoare). Exemplu, încălzirea cu un lichid cald.

Prin radiație căldura se transmite ca energie radiantă sub formă de unde electromagnetice, care se transformă parțial sau total în căldură atunci cînd întîlnesc un corp. Exemplu, încălzirea pămîntului prin razele solare.

De cele mai multe ori transmiterea căldurii se face simultan prin două sau prin toate cele trei moduri arătate mai înainte. Întotdeauna transmiterea căldurii prin convecție este însoțită de transmiterea prin conducție. Pierderea de căldură a unui corp cald, în mediu înconjurător, se face prin toate cele trei moduri: conducție, convecție și radiație.

18.1. Transmiterea căldurii prin conducție

18.1.1. Ecuații fundamentale

18.1.1.1. Analogie electrică. Pentru orice transport de substanță sau de energie trebuie să existe o mărime de acțiune (numită și *forță motoare*) a cărei valoare descrește pe parcursul transportului. De exemplu: pentru curgerea unui lichid printr-o conductă, mărimea de acțiune este presiunea; pentru transportul electricității, mărimea de acțiune este tensiunea (forța electromotoare). Transportul se face cu atît mai repede — debitul este cu atît mai mare — cu cît mărimea de acțiune variază mai mult și cu cît mărimea de acțiune variază mai mult și cu cît rezistențele care se opun transportului sînt mai mici. Ecuația generală a transportului este:

$$\frac{\text{Cantitatea transportată}}{\text{timp}} = -\frac{\text{Variația mărimii de acțiune}}{\text{Rezistență}} \qquad (18.1)$$

sau

$$\text{Debitul} = -\frac{\text{Variația mărimii de acțiune}}{\text{Rezistență}}$$

Semnul minus arată că transportul se face în sensul în care mărimea de acțiune descrește.

Pentru transportul electricității

$$\frac{C}{\tau} = -\frac{\Delta U}{L} \qquad (18.3)$$

sau

$$I = -\frac{\Delta U}{R} = -\frac{\Delta U}{\rho \frac{l}{A}} = -\frac{\Delta U}{\frac{l}{\varkappa A}} \tag{18.4}$$

sau încă

$$I = -\frac{\varkappa}{l} A \Delta U \tag{18.5}$$

unde:

C este cantitatea de electricitate;
τ — timpul;
ΔU — diferența de potențial (de tensiune);
R — rezistența electrică;
I — intensitatea curentului electric;
ρ — rezistența electrică specifică a conductorului;
l — lungimea conductorului;
A — aria secțiunii conductorului;
$\varkappa$ = $1/\rho$=conductivitatea electrică a conductorului.

Între transportul electricității printr-un conductor și transportul (transmiterea) căldurii printr-un perete cu fețe paralele există următoarele corespondențe:

Electricitate		*Căldură*
Diferența de potențial	—	Diferența de temperatură
Rezistența electrică	—	Rezistența termică
Conductivitatea electrică	—	Conductivitatea termică
Lungimea conductorului	—	Grosimea peretelui
Secțiunea conductorului	—	Aria suprafeței peretelui

Cu aceste corespondențe, ecuația (18.5) se transformă, pentru transmisia căldurii, în ecuația:

$$Q = -\frac{\lambda}{\delta} A(t_r - t_c) = \frac{\lambda}{\delta} A(t_c - t_r) = \frac{\lambda}{\delta} A \Delta t \tag{18.6}$$

sau

$$Q = kA\Delta t \tag{18.7}$$

în care:

Q este căldura transmisă în unitatea de timp;
A — aria suprafeței prin care se transmite căldura, măsurată perpendicular pe direcția fluxului de căldură;
t_r — temperatura feței reci a peretelui;
t_c — temperatura feței calde a peretelui;
$\Delta t = t_c - t_r$ — diferența de temperatură;
λ — conductivitatea termică a peretelui sau coeficientul de conductibilitate termică;
δ — grosimea peretelui;
$k = \lambda/\delta$ — coeficientul total de transmitere a căldurii.

Prin analogie cu rezistența electrică, rezistența termică a unui perete cu fețe plane este $R = \delta/(\lambda A)$.

Scanned with OKEN Scanner

18.1.1.2. **Legea lui Fourier.** În interiorul unui mediu în care se transmite căldură prin conducție, există în orice moment diferențe de temperatură. Temperatura în fiecare punct este o funcție de coordonatele x, y, z ale punctului și de timpul τ:

$$t=f(x, y, z, \tau) \tag{18.8}$$

Repartizarea temperaturilor, la un anumit moment, în toate punctele sistemului (mediului) considerat, se numește *cîmp de temperatură*. După cum cîmpul de temperatură este independent de timp sau variază în timp, transmiterea căldurii se face în regim staționar sau cu regim nestaționar. În *regim staționar*, temperatura fiecărui punct al sistemului se menține constantă și bilanțul termic se soldează fără acumulare la căldură. În *regim nestaționar*, se acumulează căldură în sistem (acumularea poate fi și negativă). Încălzirea și răcirea unui corp se face în regim nestaționar; menținerea unui corp într-o anumită stare termică se face în regim staționar.

Într-un cîmp de temperatură; punctele cu temperatură egală formează *suprafețe izoterme*. Suprafețele izoterme nu se intersectează și nici nu se ating (dacă s-ar intersecta sau s-ar atinge, ar exista puncte care ar avea simultan două temperaturi diferite). Suprafețele izoterme sînt suprafețe închise (închise în interiorul corpului) sau deschise (cu conturul pe suprafața corpului).

Cu cît suprafețele izoterme sînt mai apropiate, cu atît variația de temperatură este mai bruscă. Limita raportului dintre diferența Δt a temperaturilor și distanța Δn dintre două suprafețe izoterme, cînd Δn tinde către zero, se numește *gradient de temperatură:*

$$\text{grad } t = \lim_{\Delta n \to 0} \frac{\Delta t}{\Delta n} = \frac{dt}{dn} \tag{18.9}$$

Gradientul de temperatură se exprimă printr-o diferență de temperatură pe unitatea de lungime.

Transmiterea căldurii prin conducție se face în direcția normalei pe suprafețele izoterme și în sensul în care temperaturile scad.

Legea lui Fourier: căldura transmisă printr-o suprafață în unitatea de timp este proporțională cu aria suprafeței și cu gradientul de temperatură:

$$Q = \frac{dq}{d\tau} = -\lambda A \frac{dt}{dn} \tag{18.10}$$

unde:

Q este căldura transmisă în unitatea de timp;
q — căldura transmisă în timpul τ;
τ — timpul;
dt/dn — gradientul de temperatură;
λ — conductivitatea termică sau coeficientul de conductibilitate termică (coeficient de proporționalitate al legii lui Fourier).

18.1.1.3. **Ecuația diferențială a lui Fourier.** Această ecuație se referă la transmiterea căldurii printr-un mediu, solid sau fluid, imobil. Su singura restricție a imobilității mediului, ecuația lui Fourier are valabili-

tate generală, în toate cazurile de transmitere a căldurii prin conducție, atît în regim staționar cît și în regim nestaționar.

Se consideră (fig. 18.1), în mediul mobil, un paralelipiped elementar, avînd dimensiunile dx, dy, dz. Paralelipipedul fiind de dimensiuni infinitezimale, fluxul de căldură care trece prin el poate fi descompus după cele trei direcții ale unui sistem ortogonal de referință, paralele cu muchiile paralelipipedului.

Căldura q_x care intră în intervalul de timp $d\tau$ prin fața $abfe$ (cu aria dy, dz) a paralelipipedului este, după legea lui Fourier (ecuația 18.10), în care gradientul de temperatură după direcția x este — în conformitate cu ecuația (18.9) — derivata funcției de temperatură în raport cu variabila x:

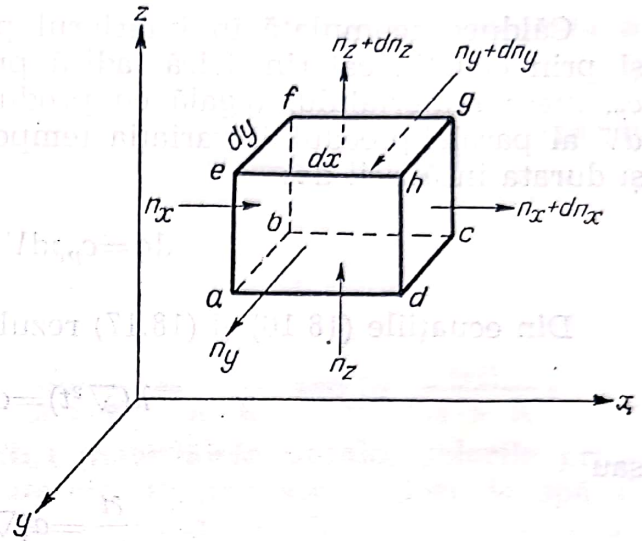


Fig. 18.1. Paralelipiped elementar pentru deducerea ecuației lui *Fourier*.

$$q_x = -\lambda \frac{\partial t}{\partial x} dy\, dz\, d\tau \qquad (18.11)$$

Căldura (q_{x+dx}) care iese prin fața opusă $dcgh$ a paralelipipedului este egală cu căldura intrată prin fața $abfe$, plus o diferență care se exprimă prin produsul dintre derivata în raport cu x, a căldurii transmise după direcția x, și distanța dx dintre suprafețele $abfe$ și $dcgh$:

$$q_{x+dx} = q_x + \frac{\partial q_x}{\partial x} dx \qquad (18.12)$$

Diferența dintre căldura intrată (prin fața $abfe$) și cea ieșită (prin fața $dcgh$) după direcția x este

$$dq_x = q_x - q_{x+dx} = -\frac{\partial q_x}{\partial x} dx = -\frac{\partial}{\partial x}\left(-\lambda \frac{\partial t}{\partial x} dy\, dz\, d\tau\right) dx \qquad (18.13)$$

Repetînd același raționament și pentru celelalte două direcții (y și z) ale spațiului, și ținînd seama că produsul $dx\, dy\, dz = dV$ (volumul paralelipipedului), se obține:

$$\left.\begin{aligned} dq_x &= -\frac{\partial}{\partial x}\left(\lambda \frac{\partial t}{\partial x} dy\, dz\, d\tau\right) dx = \lambda \frac{\partial^2 t}{\partial x^2} dV\, d\tau \\ dq_y &= -\frac{\partial}{\partial y}\left(\lambda \frac{\partial t}{\partial y} dx\, dz\, d\tau\right) dy = \lambda \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} dV\, d\tau \\ dq_z &= -\frac{\partial}{\partial z}\left(\lambda \frac{\partial t}{\partial z} dx\, dy\, d\tau\right) dz = \lambda \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} dV\, d\tau \end{aligned}\right\} \qquad (18.14)$$

Diferența totală a căldurii intrate față de cea ieșită (egală cu căldura acumulată în sistem) este:

$$dq = dq_x + dq_y + dq_z = \lambda \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2}\right) dV\, d\tau \qquad (18.15)$$

Scanned with OKEN Scanner

Expresia din paranteză este *operatorul lui Laplace* și se notează în acest caz, cu simbolul ($\nabla^2 t$), care se citește „nabla doi t". Ecuația (18.15) se scrie

$$dq=\lambda(\nabla^2 t)dV\,d\tau \tag{18.16}$$

Căldura acumulată în interiorul peralelipipedului se poate exprima și prin ecuația calorimetrică, adică prin produsul între căldura masică c_p, masa materialului (egală cu produsul între densitatea ρ și volumul dV al paralelipipedului, variația temperaturii în unitatea de timp $\partial t/\partial \tau$ și durata încălzirii $d\tau$:

$$dq=c_p\rho dV\frac{\partial t}{\partial \tau}d\tau \tag{18.17}$$

Din ecuațiile (18.16) și (18.17) rezultă:

$$\lambda(\nabla^2 t)=c_p\rho\frac{\partial t}{\partial \tau} \tag{18.18}$$

sau

$$\frac{\partial t}{\partial \tau}=a(\nabla^2 t) \tag{18.19}$$

Mărimea $a=\lambda/c_p\rho$, numită *difuzivitate termică*, are dimensiunile L^2T^{-1} și reprezintă inerția termică a sistemului încălzit, adică proprietatea lui de a se încălzi mai repede sau mai încet.

Dacă în interiorul paralelipipedului se dezvoltă căldura Q' (W/m² sau kcal/m²·h) prin reacție chimică sau printr-o sursă interioară de căldură, ecuația (18.18) devine:

$$\lambda(\nabla^2 t)+Q'=c_p\rho\frac{\partial t}{\partial \tau} \tag{18.20}$$

Cînd mediul prin care se transmite căldura este neomogen sau anizotop, conductivitatea λ diferă după cele trei direcții x, y, z și ecuația (18.20) se scrie:

$$\lambda_x\frac{\partial^2 t}{\partial x^2}+\lambda_y\frac{\partial^2 t}{\partial y^2}+\lambda_z\frac{\partial^2 t}{\partial z^2}+Q'=c_p\rho\frac{\partial t}{\partial \tau} \tag{18.21}$$

Cînd trebuie să se țină seamă de variația conductivității cu temperatura, ecuația (18.20) devine:

$$\frac{\partial}{\partial x}\left(\lambda\frac{\partial t}{\partial x}\right)+\frac{\partial}{\partial y}\left(\lambda\frac{\partial t}{\partial y}\right)+\frac{\partial}{\partial z}\left(\lambda\frac{\partial t}{\partial z}\right)+Q'=c_p\rho\frac{\partial t}{\partial \tau} \tag{18.22}$$

Uneori ecuația (18.20) este folosită în coordonate polare (v. fig. 8.21, vol. I)

$$\lambda\left[\frac{\partial^2 t}{\partial x^2}+\frac{1}{r}\frac{\partial}{\partial r}\left(r\frac{\partial t}{\partial r}\right)+\frac{1}{r^2}\frac{\partial^2 t}{\partial^2 \theta}\right]+Q'=c_p\rho\frac{\partial t}{\partial \tau} \tag{18.23}$$

rezultată din transformarea coordonatelor cu ajutorul relațiilor:

$$x=x;\quad y=r\cos\theta;\quad z=r\sin\theta.$$

18.1.2. Conductivitatea termică

Conductivitatea termică sau coeficientul de conductibilitate termică este o constantă fizică, specifică naturii și stării fiecărui corp. Dimensiunile conductivității rezultă din condiția de omogenitate dimensională a ecuației (18.6):

$$|\lambda| = \frac{\text{energie}}{\text{timp}} \frac{\text{lungime}}{(\text{lungime})^2 \ (\text{diferență de temperatură})} = \frac{ML}{T^3 \cdot \theta} \qquad (18.24)$$

sau

$$|\lambda| = \left| Q \frac{\partial}{A \Delta t} \right| = \frac{\text{căldură}}{\text{timp}} \frac{\text{lungime}}{(\text{lungime})^2 \ (\text{diferență de temperatură})} = \frac{\text{căldură}}{L \cdot T \cdot \theta} \qquad (18.25)$$

În mod curent, λ se exprimă în $\frac{J}{m \cdot s \cdot K} = \frac{W}{m \cdot K}$ sau în $\frac{kcal}{m \cdot h \cdot K}$.

În tabelul 18.1 sînt date, pentru materialele uzuale, valorile principale care intervin în transferul termic. Pentru aer, vapori de apă și apă lichidă, principalele mărimi fizice sînt date, în funcție de temperatură, în tabelele anexate.

18.1.2.1. **Observații asupra conductivității termice.** a) După valoarea conductivității termice, materialele pot fi clasificate în:

— materiale izolante, cu $\lambda = 0{,}023—0{,}12$ W/(m·K) = 0,02—0,1 kcal/(m·h·K);

— materiale de construcție, cu $\lambda = 0{,}58—3{,}5$ W/(m·K) = 0,50—3,0 kcal/(m·h·K);

— metale, cu $\lambda = 8{,}72—458$ W/(m·K) = 7,5—394 kcal/(m·h·K).

b) Pentru metale, conductivitatea termică este aproximativ proporțională cu conductivitatea electrică.

c) Impuritățile metalelor scad mult conductivitatea termică în tabelul 18.2 se vede influența impurităților asupra coeficientului de conductibilitate termică.

d) Aliajele au conductivitate termică mai mică decît metalele constituente pure: în tabelul 18.3 este dat exemplul aliajelor de fier și nichel.

e) Umiditatea mărește mult conductivitatea termică a materialelor (tabelul 18.4); conductivitatea termică a materialului umed este mai mare decît suma conductivităților apei și materialului uscat.

f) Pentru materialele poroase, conductivitatea termică scade cu creșterea porozității și deci cu scăderea densității aparente, tinzînd către conductivitatea termică a aerului (0,023 W/(m·K) sau 0,02 kcal/(m·h·K) la 20°C).

g) Conductivitatea termică variază cu temperatura: variația este aproximativ liniară:

$$\lambda_t = \lambda_0 + bt \qquad (18.26)$$

sau

$$\lambda_t = \lambda_0 (1 + \beta t) \qquad (18.27)$$

Scanned with OKEN Scanner

Tabelul 18.1

Date termice pentru materiale uzuale

Materialul	Temperatura t [°C]	Densitatea ρ [kg/m³]	Greutatea specifică γ [kgf/m³]	Conductivitatea termică, λ		Căldura masică c_p		Difuzivitatea termică, a	
				[W/(m·K)]	[kcal/(m·h·K)]	kJ/kg·K	[kcal/kgf·K]	$10^6 \cdot m^2/s$	$10^3 \cdot m^2/h$
0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
Aer (v. și tab. *B*1 în anexă)	20	1,2	1,2	0,023	0,02	1,00	0,24	1,92	6,95
Apă (v. și tab. *B*2 în anexă)	20	1 000	1 000	0,605	0,52	4,19	1,00	0,144	0,52
Asfalt	20	2 110	2 110	0,70	0,60	2,10	0,50	0,158	0,57
Azbest carton	20—90	1 930	1 930	0,81	0,70	—	—	—	—
Azbest fibre	50	470	470	0,110	0,095	0,817	1,195	0,286	1,04
Beton uscat	20	2 300	2 300	1,28	1,10	1,13	0,27	0,493	1,77
Cărămizi de construcție	20	800—1 500	800—1 500	0,23—0,29	0,20—0,25	—	—	—	—
Cărămizi izolante	10	550	550	0,14	0,12	—	—	—	—
Cărămizi refractare	500	1 850	1 850	0,35	1,16	—	—	—	—
Cauciuc	0	1 200	1 200	0,163	0,14	1,38	0,33	0,0978	0,353
Funingine	40	190	190	0,032	0,027	—	—	—	—
Gheață	0	920	920	2,25	1,935	2,26	0,54	1,08	3,89
Lemn de stejar:									
— perpendicular pe fibre	20	800	800	2,207	0,178	—	—	—	—
— paralel cu fibrele	20	800	800	0,363	0,312	—	—	—	—
Lemn de brad:									
— perpendicular pe fibre	20	448	448	0,107	0,092	—	—	—	—
— paralel cu fibrele	20	448	448	0,26	0,22	—	—	—	—
Lînă	0	136	136	0,038	0,033	1,7	0,4	0,165	0,6
Marmură	90	2 700	2 700	1,29	1,12	0,42	0,10	1,14	4,15
Nisip umed	20	1 650	1 650	1,13	0,97	2,10	0,50	0,326	1,17
Nisip uscat	20	1 500	1 500	0,33	0,28	0,80	0,19	2,75	9,85
Pămînt umed	—	1 700	1 700	0,654	0,565	2,10	0,48	0,192	0,693

Scanned with OKEN Scanner

Tabelul 18.1 (continuare)

0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
Pămînt uscat	—	1 500	1 500	0,138	0,119	—	—	—	—
Piatră de cazare	300	—	—	0,8—2,3	0,7—2,0	—	—	—	—
Piele (talpa)	30	1 000	1 000	0,159	0,137	—	—	—	—
Plută	30	190	190	0,042	0,036	1,88	0,45	0,117	0,42
Porţelan	95	2 400	2 400	1,04	0,89	1,09	0,26	0,398	1,42
Sticlă	20	2 500	2 500	0,75	0,64	0,67	0,16	0,45	1,60
Vată de sticlă	0	200	200	0,37	0,32	0,67	0,16	0,353	1,0
Zăpadă	—	560	560	0,46	0,40	2,09	0,50	0,391	1,43
Zidărie uscată	20	—	—	0,41	0,35	—	—	—	—
Metale									
Alamă	0	8 600	8 600	85,5	73,5	0,38	0,090	26,2	95
Aluminiu 99%	20	2 600—2 700	2 600—2 700	203	175	0,97	0,22	91,2	328
Aluminiu 92%+cupru 8%	0	—	—	129	112	—	—	—	—
Argint	0	10 500	10 500	458	394	0,23	0,056	186	670
Bronz	0	8 000	8 000	64,0	55,0	0,38	0,091	21	75
Cupru electrolitic	0	8 800	8 800	384	330	—	—	—	—
Fontă	20	7 200	7 200	63	54	0,50	0,12	17,5	62,5
Mercur	0	13 600	13 600	8,7	7,5	0,138	0,033	4,65	16,7
Nichel	20	9 000	9 000	57	50	0,46	0,11	13,8	50,5
Oţel	20	7 900	7 900	45	39	0,46	0,11	12,4	45
Plumb	0	11 400	11 400	35	30	0,129	0,031	23,8	85
Staniu	0	7 230	7 230	64	55	0,226	0,054	39,2	141
Zinc	20	7 000	7 000	116	100	0,39	0,094	42,5	152

Scanned with OKEN Scanner

Tabelul 18.2

Influența impurităților asupra conductivității termice a cuprului

Materialul	la 20°C	
	$\left[\frac{W}{m \cdot K}\right]$	$\left[\frac{kcal}{m \cdot h \cdot K}\right]$
Cupru electrolitic	384	330
Cupru comercial	268	230
Cupru cu urme de arsen	110	128
Cupru cu 0,63% fosfor	105	90
Cupru cu 1,98% fosfor	52	45

Tbelul 18.3

Conductivitatea termică a aliajelor Fier-Nichel

Compoziția aliajului		λ	
Fe [%]	Ni [%]	$\left[\frac{W}{m \cdot K}\right]$	$\left[\frac{kcal}{m \cdot h \cdot K}\right]$
100	0	42	36
80	20	16	14
60	40	10	9
40	60	16	14
25	75	26	20
5	95	34	29
0	100	58	50

Tabelul 18.4

Influența umidității asupra conductivității termice a materialelor

Materialul	Pentru materialul			
	uscat	umed	uscat	umed
	[W/(m·K)]		[kcal//(m·h·K)]	
Pământ	0,14	0,67	0,12	0,58
Cărămidă	0,35	1,05	0,3	0,9
Nisip	0,33	1,13	0,28	0,97

unde:

λ_t este conductivitatea termică la temperatura t;

λ_0 — conductivitatea termică la 0°C;

b — constanta caracteristică materialului;

$\beta = b/\lambda_0$ — coeficient de temperatură.

Pentru gaze, variația conductibilității termice cu temperatura este dată de formula lui *Sutherland:*

$$\lambda_t = \lambda_0 \frac{273+C}{T+C} \left(\frac{T}{273}\right)^{3/2} \qquad (18.28)$$

în care T este temperatura absolută (în kelvini), iar C este o constantă caracteristică fiecărui gaz (tabelul 17.5)

Cu excepția apei și glicerinei, conductivitatea termică a lichidelor scade cu temperatura (v. fig. 18.2, *b*).

Pentru metale, cu excepția cuprului și aluminiului, conductivitatea termică scade cu creșterea temperaturii, b și β din ecuațiile (18.26) și (18.27) sînt negativi, de exemplu:

pentru plumb: $\lambda_t = 24{,}9(1 - 0{,}000471\ t)$ [W/(m·K)] (18.29)

Scanned with OKEN Scanner

Pentru cele mai multe materiale solide (nemetale), conductivitatea termică crește cu temperatura, de exemplu:

pentru kieselgur: $\lambda_t = 0{,}046(1 + 0{,}0014\ t)$ [W/(m·K)] (18.30)

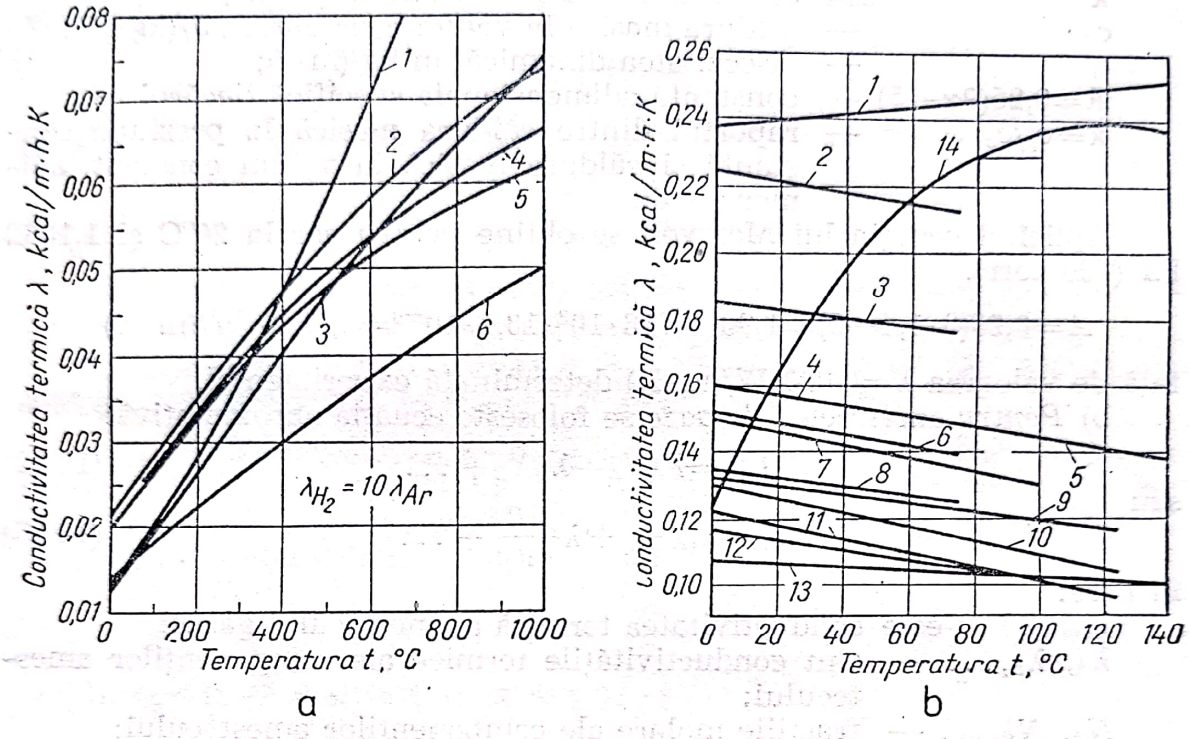


Fig. 18.2. Variația conductivității termice λ a gazelor și lichidelor, cu temperatura: *a* — pentru gaze; *1* — vapori de apă; *2* — oxigen; *3* — bioxid de carbon; *4* — aer; *5* — azot; *6* — argon pentru hidrogen; $\lambda_H = 10\lambda_A$; *b* — pentru lichide (după N. B. *Wahrhaftig*): *1* — glicerina anhidră; *2* — acid formic; *3* — alcool metilic; *4* — alcool etilic; *5* — anilină; *6* — acid acetic; *7* — acetonă; *8* — alcool butilic; *9* — nitrobenzen; *10* — benzen; *11* — toluen; *12* — xilen; *13* — ulei de vaselină; *14* — apa (cu ordonatele din dreapta).

Tabelul 18.5

Valori pentru λ_0 și C din ecuația (18.28)

Gazul	λ_0		C
	[J/(m·K)]	[kcal/(m·h·K)]	[°C]
Hidrogen	0,1594	0,1370	94
Azot	0,0243	0,0209	102
Aer	0,0234	0,0201	122
Oxigen	0,0234	0,0201	144
Oxid de carbon	0,0215	0,0185	156
Amoniac	0,0200	0,0172	626
Bioxid de sulf	0,0077	0,0066	396
Clor	0,0072	0,0062	351

18.1.2.2. **Ecuații pentru calculul conductivității termice.** Numeroase ecuații empirice sau cu bază teoretică servesc pentru calculul conductivității termice atunci cînd lipsesc date experimentale.

Scanned with OKEN Scanner

a) Pentru gaze, conductivitatea termică se calculează cu ecuația lui *Maxwell:*

$$\lambda = A\, c_v\, \eta \tag{18.31}$$

în care:

λ este conductivitatea termică în W/(m·K);
c_v — căldura masică la volum constant, în J/(kg·K);
η — viscozitatea dinamică, în kg/(m·s);
$A=0{,}25(9\varkappa-5)$ — constantă adimensională specifică fiecărui gaz;
$\varkappa=c_p/c_v$ — raportul dintre căldura masică la presiune constantă și căldura masică la volum constant, adimensional.

Aplicînd ecuația lui Maxwell se obține pentru aer la 20°C și 1,1032 Pa (760 torr).

$$A=0{,}25(9\cdot 1{,}4-5)=1{,}90\cdot 0{,}716\cdot 10^{3}\cdot 18{,}1\cdot 10^{-6}=0{,}0246 \text{ W/(m·K)},$$

față de valoarea $\lambda=0{,}023$ W/(m·K) determinată experimental.

b) *Pentru amestecuri de gaze* se folosește ecuația aproximativă:

$$\lambda_{am}=\lambda_A N_A+\lambda_B N_B+\ldots \tag{18.32}$$

sau

$$\lambda_{am}=\lambda_A \frac{A}{100}+\lambda_B \frac{B}{100}+\ldots \tag{18.33}$$

în care:

λ_{am} este conductivitatea termică a amestecului gazos;
$\lambda_A, \lambda_B, \ldots$ — sînt conductivitățile termice ale componenților amestecului;
$N_A, N_B, \ldots$ — fracțiile molare ale componenților amestecului;
$A, B, \ldots$ — procentele de volum ale componenților amestecului.

c) *Pentru lichide,* conductivitatea termică se calculează cu formula aproximativă a lui *Weber:*

$$\lambda=0{,}358\; c\; \rho_r \sqrt[3]{\frac{\rho_r}{M}} \tag{18.34}$$

în care:

λ este conductivitatea termică a lichidului, în W/(m·K);
c — căldura masică a lichidului, în kJ/(kg·K);
ρ_r — densitatea relativă (față de apă) a lichidului, adimensională;
M — masa moleculară, în kg/kmol.

Pentru apă, se obține după această formulă:

$$\lambda=0{,}358\cdot 4{,}187\cdot 1{,}0\sqrt[3]{\frac{1{,}0}{18}}=0{,}572 \text{ W/(m·K)}$$

față de valoarea $\lambda=0{,}605$ W/(m·K), găsită experimental.

18.1.3. Transmiterea căldurii prin conducție în regim staționar

În transmiterea căldurii, regimul staționar este definit prin constanța în timp a cîmpului de temperatură. Ca urmare: temperatura oricărui punct al sistemului se menține constantă, debitul de căldură care trece

Scanned with OKEN Scanner

prin orice secțiune a sistemului este constant, debitele de căldură care trec prin suprafețele izoterme ale cîmpului de temperatură sînt egale și acumularea de căldură în sistem este nulă.

Ecuația generală pentru transmiterea căldurii prin conducție în regim staționar, se obține din ecuația (18.18) anulînd variația temperaturii cu timpul ($\partial t/\partial \tau=0$), cu rezultatul:

$$a(\nabla^2 t)=0 \tag{18.35}$$

și, pentru că difuzivitatea termică $a\neq 0$, rezultă $(\nabla^2 t)=0$, sau

$$\frac{\partial^2 t}{\partial x^2}+\frac{\partial^2 t}{\partial y^2}+\frac{\partial^2 t}{\partial z^2}=0 \tag{18.36}$$

Ecuația (18.36) poate fi integrată în cîteva cazuri particulare, care sînt și cele mai frecvente sau interesante în problemele tehnice.

În continuare vor fi tratate cîteva probleme tipice ale transmiterii căldurii prin conducție, în regim staționar.

18.1.3.1. **Transmiterea căldurii printr-un perete cu fețe plane, paralele.** Printr-un perete (destul de mare) transmiterea de căldură se face unidimensional, perpendicular pe fețele lui; considerînd această direcție x, ecuația (18.36) devine:

$$\frac{d^2 t}{dx^2}=0 \tag{18.37}$$

Integrînd de două ori, se obține succesiv:

$$\frac{dt}{dx}=c_1 \tag{18.38}$$

$$t=c_1 x+c_2 \tag{18.39}$$

Constantele de integrare c_1 și c_2 se determină din condițiile la limită:

pentru $x=0$, $t=t_1$

pentru $x=\delta$, $t=t_2$

unde δ este grosimea peretelui.

Introducînd aceste condiții în ecuația (18.39), se obțin valorile constantelor de integrare:

$$c_1=\frac{t_2-t_1}{\delta}=-\frac{\Delta t}{\delta} \tag{18.40}$$

$$c_2=t_1-\frac{x}{\delta}\Delta t$$

cu care, ecuația (18.39), devine:

$$t=t_1-\frac{x}{\delta}\Delta t \tag{18.41}$$

în care $\Delta t=t_1-t_2$.

Ecuația (18.41) dovedește liniaritatea cîmpului temperaturilor în grosimea peretelui (fig. 28.3).

Scanned with OKEN Scanner

Din legea lui *Fourier* [ecuația (18.10), în care — pentru acest caz — dn corespunde la dx], împreună cu ecuațiile (18.38) și (18.41) se obține:

$$Q = \frac{dq}{dz} = -\lambda A \frac{dt}{dx} = \lambda A \frac{t_1 - t^2}{\delta} \tag{18.42}$$

sau

$$Q = \frac{\lambda}{\delta} A \Delta t \tag{18.43}$$

identică cu ecuația (18.6) dedusă direct, prin analogie cu transportul electricității.

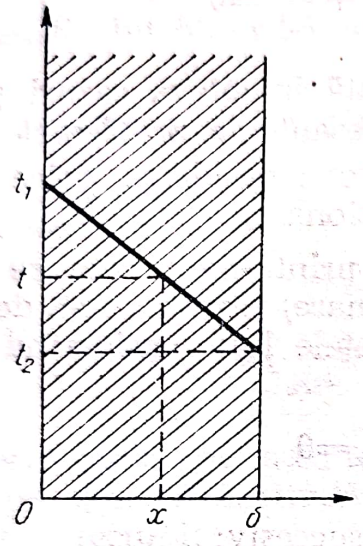


Fig. 18.3. Variația temperaturilor înăuntrul unui perete.

Exemplu. Să se calculeze căldura transmisă zilnic printr-un perete, în condițiile din rîndurile 1—5 ale tabelului de mai jos:

1	Materialul peretelui		Cărămidă		Dat
2	Aria suprafeței peretelui	A	10	m^2	Dată
3	Grosimea peretelui	δ	0,42	m	Dată
4	Temperatura feței calde a peretelui	t_1	30	°C	Dată
5	Temperatura feței reci a peretelui	t_2	10	°C	Dată
6	Diferența de temperatură	Δt	20	°C	(4)—(5)
7	Conductivitatea termică	λ	0,29	W/(m·K)	Tab. 18.1
	idem		0,25	kcal/(m·h·K)	
8	Debitul căldurii transmise	Q	138	W	Ec. (18.43)
	idem		119	kcal/h	
9	Căldura transmisă în 24 ore	q	11 923	kJ	(8)·3 600·24
	idem		2 856	kcal	(8)·24

Cînd diferența de temperatură Δt este prea mare pentru ca λ să mai mai poată fi considerat constant, se aplică una dintre următoarele metode:

a) Se împarte peretele în mai multe felii, paralele cu fețele peretelui Aceste straturi, deși sînt din același material, au — din cauza temperaturilor mult diferite — conductivități termice diferite. Calculul căldurii transmise se face ca pentru transmiterea căldurii printr-un perete format din mai multe straturi paralele.

Scanned with OKEN Scanner

b) Se înlocuiește λ din ecuația (18.49) cu o valoare medie $\overline{\lambda}$ a conductivității termice, dedusă din ecuația:

$$\overline{\lambda}=\frac{1}{t_2-t_1}\int_{t_1}^{t_2}\lambda\,dt \tag{18.44}$$

în care λ este o funcție de temperatură a conductivității termice, de exemplu — v. ecuația (18.27):

$$\lambda=\lambda_0(1+\beta t) \tag{18.45}$$

$$\overline{\lambda}=\frac{1}{t_2-t_1}\lambda_0\int_{t_1}^{t_2}(1+\beta t)dt=\frac{\lambda_0}{t_2-t_1}\left[(t_2-t_1)+\frac{\beta}{2}(t_2^2-t_1^2)\right]$$

$$\overline{\lambda}=\lambda_0\left(1+\beta\frac{t_1+t_2}{2}\right) \tag{18.46}$$

Calculată în acst mod, conductivitatea termică $\overline{\lambda}$ este egală cu conductivitatea λ la temperaura t_m, medie aritmetică a temperaturilor t_1 și t_2.

c) La același rezultat se ajunge prin folosirea ecuației (18.22) care, pentru acest caz de transfer unidirecțional de căldură în regim staționar, se scrie:

$$\frac{d}{dx}\left(\lambda\frac{dt}{dx}\right)=0 \tag{18.47}$$

în care λ este o funcție de temperatură, de exemplu ecuația (18.45).

Din două integrări succesive ale ecuației (18.47), se obține:

$$\lambda\frac{dt}{dx}=c_1 \tag{18.48}$$

se înlocuiește λ cu valoarea din ecuația (18.45):

$$\lambda_0(1+\beta t)\frac{dt}{dx}=c_1 \tag{18.49}$$

Din a doua integrare rezultă:

$$\lambda_0\left(t+\frac{\beta}{2}t^2\right)=c_1x+c_2 \tag{18.50}$$

Valorile constantelor de integrare c_1 și c_2 se determină introducînd condițiile (cunoscute) la limite:

— pentru $x=0$, $t=t_2$ $\quad\lambda_0\left(t_1+\frac{\beta}{2}t_1^2\right)=c_2$ (18.51)

— pentru $x=\delta$, $t=t_2$ $\quad\lambda_0\left(t_2+\frac{\beta}{2}t_2^2\right)=c_1\delta+c_2$ (18.52)

de unde

$$c_1=\frac{\lambda_0}{\delta}\left[(t_2-t_1)+\frac{\beta}{2}(t_2^2-t_1^2)\right]=\frac{\lambda_0}{\delta}\left[1+\frac{\beta}{2}(t_2+t_1)\right](t_2-t_1) \tag{18.53}$$

Din legea lui *Fourier* [ecuația (18.10)] și ecuația (18.51) se obține:

$$Q=-c_1A \tag{18.54}$$

Scanned with OKEN Scanner

sau, împreună cu ecuația (18.53),

$$Q=\frac{\lambda_0}{\delta}\left(1+\beta\frac{t_1+t_2}{2}\right)A(t_1-t_2) \qquad (18.55)$$

sau încă

$$Q=\frac{\overline{\lambda}}{\delta}A(t_1-t_2) \qquad (18.56)$$

Expresia

$$\lambda_0\left(1+\beta\frac{t_1+t_2}{2}\right)=\overline{\lambda} \qquad (18.57)$$

definește conductivitatea termică medie $\overline{\lambda}$, pentru acest caz de transfer termic, ca fiind conductivitatea termică a materialului la temperatura medie aritmetică $t_m=(t_1+t_2)/2$ între temperaturile t_1 și t_2 de pe fețele peretelui.

Exemplu. Să se calculeze căldura care trece printr-un strat izolator de kieselgur, în condițiile din rîndurile 1—7 ale tabelului următor:

1	Materialul		kiesel-gur		Dat
2	Aria suprafeței stratului	A	2,0	m^2	Dată
3	Grosimea stratului	δ	0,05	m	Dată
4	Temperatura pe fața caldă a stratului	t_1	1 000	°C	Dată
5	Temperatura pe fața rece a stratului	t_2	200	°C	Dată
6	Temperatura medie aritmetică	t_m	600	°C	[(4)+(5)]/2
7	Conductiv. termică a materialului la 0°C	λ_0	0,046	W/(m·K)	Ec. (18.30)
	idem		0,04	kcal/(m·h·K)	
8	Coeficientul de temperatură	β	0,0014	K^{-1}	Ec. (18.30)
9	Conductiv. termică a materialului la t_m	$\overline{\lambda}$	0,085	W/(m·K)	Ec. (18.57)
	idem		0,074	kcal/(m·h·K)	
10	Diferența de temperatură	Δt	800	°C	(4)—(5)
11	Debitul de căldură	Q	2 720	W	Ec. (18.56)
	idem		2 339	kcal/h	

a) *Aplicație: măsurarea conductivității termice prin metoda Bock.* Măsurînd căldura q, transmisă pe durata τ printr-o placă de dimensiuni cunoscute (lățimea δ și aria suprafeței A) atunci cînd temperatura t_1 și t_2 pe fețele plăcii sînt menținute constante, se poate determina conductivitatea termică cu ecuația:

$$q=\frac{\lambda}{\delta}A(t_1-t_2)\tau \qquad (18.58)$$

de unde,

$$\lambda=\frac{q}{\tau}\frac{\delta}{A(t_1-t_2)} \qquad (18.59)$$

Schema aparatului pentru determinarea conductivității termice după această metodă este redată în fig. 18.4. O placă, tăiată în forma circulară sau pătrată din materialul a cărui conductivitate termică trebuie deter-

Scanned with OKEN Scanner

minată, se fixează între două plăci goale în interior, menținute la temperaturile t_1 și, respectiv, t_2 cu ajutorul a două circuite de lichide termostatate. O porțiune din placa superioară este încălzită printr-o rezistență electrică la temperatura t_1. Energia electrică pentru încălzirea rezistenței este măsurată cu un contor electric. Un termoregulator lasă să treacă curentul electric numai atît timp cît temperatura plăcii tinde să scadă sub t_1.

Aria A din ecuația (18.59) corespunde porțiunii încălzite electric din placa superioară cu temperatura t_1, grosimea δ se măsoară cu exactitate prin cele patru micrometre ale aparatului, temperaturile t_1 și t_2 se fixează prin termometrele regulatoare ale termostatului, durata τ se citește pe ceasornicul aparatului, iar căldura transmisă q se deduce din energia consumată, înregistrată de contorul electric.

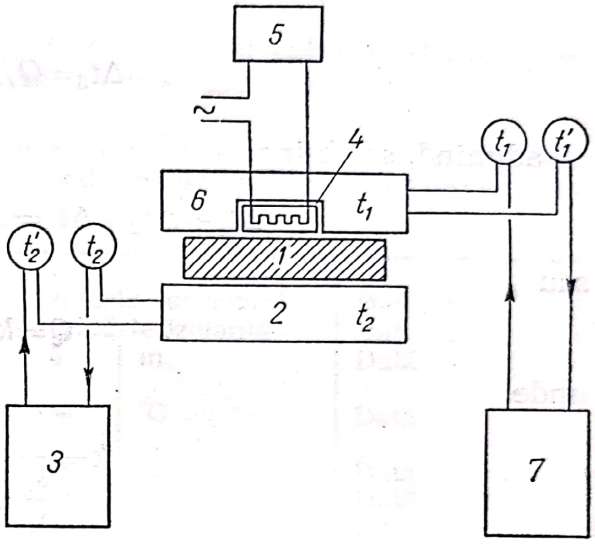


Fig. 18.4. Schema aparatului *Bock* pentru determinarea conductivității termice la corpurile solide:

1 — placă tăiată din materialul de cercetat; *2* — placă menținută la temperatura t_2; *3* — termostat pentru plasa *2*; *4* — placă încălzită electric; *5* — contor electric; *6* — placă menținută la temperatura t_3; *7* — termostat pentru placa *6*; t_1, t_1', t_2, t_2' — termometre.

18.1.3.2. **Transmiterea căldurii printr-un perete format din mai multe straturi paralele.** Pentru un perete format din trei straturi paralele (fig. 18.5), cu grosimile δ_1, δ_2, δ_3, din materiale cu conductivități termice λ_1, λ_2, λ_3 și cu diferențele de temperatură Δt_1, Δt_2, Δt_3, astfel încît:

$$\Delta t_1+\Delta t_2+\Delta t_3=\Delta t=t_0-t_3 \tag{18.60}$$

unde t_0 și t_3 sînt temperaturile pe fețele peretelui, ecuațiile de transmitere a căldurii prin conducție pentru fiecare strat sînt:

$$\left.\begin{aligned} Q&=\frac{\lambda_1}{\delta_1}A\Delta t_1\\ Q&=\frac{\lambda_2}{\delta_2}A\Delta t_2\\ Q&=\frac{\lambda_3}{\delta_3}A\Delta t_3 \end{aligned}\right\} \tag{18.61}$$

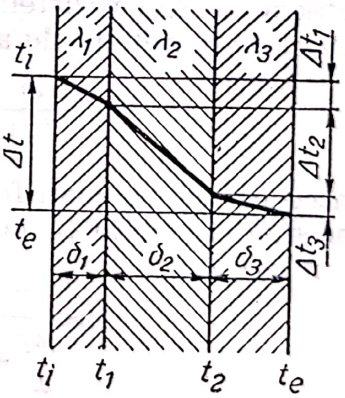


Fig. 18.5. Transmiterea căldurii prin trei straturi paralele.

Mărimile Q și A au fost scrise fără indici deoarece căldura transmisă prin fiecare strat este aceeași (regim staționar), iar aria A este identică (straturi paralele).

Scanned with OKEN Scanner

Scriind ecuațiile (18.61) în forma:

$$\left.\begin{aligned}\Delta t_1 &= Q/\frac{\lambda_1}{\delta_1}A\\ \Delta t_2 &= Q/\frac{\lambda_2}{\delta_2}A\\ \Delta t_3 &= Q/\frac{\lambda_3}{\delta_3}A\end{aligned}\right\}$$

și, adunînd, se obține:

$$\Delta t_1+\Delta t_2+\Delta t_3=\Delta t=\left(\frac{\delta_1}{\lambda_1}+\frac{\delta_2}{\lambda_2}+\frac{\xi_3}{\lambda_3}\right) \tag{18.62}$$

sau

$$Q=kA\Delta t \tag{18.63}$$

unde

$$k=\frac{1}{\frac{\delta_1}{\lambda_1}+\frac{\delta_2}{\lambda_2}+\frac{\delta_3}{\lambda_3}} \tag{18.64}$$

este *coeficientul total de transmisie a căldurii prin conducție*, avînd dimensiunile și unitățile raportului λ/δ W/(m²·K) sau kcal/(m²·h·K).

Inversul coeficientului total de transmitere

$$\frac{1}{k}=\frac{\delta_1}{\lambda_1}+\frac{\delta_2}{\lambda_2}+\frac{\delta_3}{\lambda_3} \tag{18.65}$$

este suma obstacolelor (sau rezistențelor) termice, considerate pe unitatea de arie.

Obstacolele (sau rezistențele) care se opun trecerii căldurii prin cele trei straturi ale peretelui de arie A sînt:

$$R_1=\frac{\delta_1}{\lambda_1 A};\quad R_2=\frac{\delta_2}{\lambda_2 A};\quad R_3=\frac{\delta_3}{\lambda_3 A} \tag{18.66}$$

Pentru un perete plan format din n straturi paralele se obține un rezultat asemănător (18.64), cu deosebirea că valoarea coeficientului total de transmitere este:

$$k=\frac{1}{\frac{\delta_1}{\lambda_1}+\frac{\delta_2}{\lambda_2}+\ldots+\frac{\delta_n}{\lambda_n}}=\frac{1}{\sum_1^n\frac{\delta_i}{\lambda_i}} \tag{18.67}$$

$i=1, 2, \ldots, n$, n fiind numărul straturilor paralelele din care este alcătuit peretele.

Temperaturile dintre straturi se determină cu ajutorul relațiilor (18.68) deduse din ecuațiile (18.61) și (18.66):

$$R=\frac{\Delta t_1}{R_1}=\frac{\Delta t_2}{R_2}=\ldots=\frac{\Delta t_n}{R_n} \tag{18.68}$$

Scanned with OKEN Scanner

Folosind și proprietatea proporțiilor (raportul dintre suma numărătorilor și suma numitorilor este egal cu fiecare dintre rapoartele proporției) se obțin rapoarte de forma:

$$Q=\frac{\Delta t_1+\Delta t_2}{R_1+R_2}=\frac{\Delta t_1+\Delta t_2+\ldots+\Delta t_n}{R_1+R_2+\ldots+R_n}=\ldots=\frac{\Delta t}{R} \qquad (18.69)$$

în care $R_1, R_2, \ldots, R_n$ sînt rezistențele termice ale celor n straturi, iar $R=R_1+R_2+\ldots+R_n$ este rezistența totală a straturilor.

Exemplu. Să se calculeze căldura transmisă printr-un perete format din două straturi și temperatura dintre straturi, în condițiile arătate în rîndurile 1—9 din tabelul următor:

1	Materialul stratului 1		zidărie refractară		Dat
2	Materialul stratului 2		zidărie izolantă		Dat
3	Aria suprafeței peretelui	A	5	m	Dată
4	Temperatura pe fața caldă a peretelui	t_1	700	°C	Dată
5	Temperatura pe fața rece a peretelui	t_2	75	°C	Dată
6	Grosimea stratului 1	δ_1	0,23	m	Dată
7	Grosimea stratului 2	δ_2	0,11	m	Dată
8	Conductivitatea termică a stratului 1	λ_1	1,35	W/(m·K)	Dată
	idem		1,16	kcal/(m·h·K)	
9	Conductivitatea termică a stratului 2	λ_2	0,14	W/(m·K)	Dată
	idem		0,12	kcal/(m·h·K)	
10	Rezistența termică a stratului 1	R_1	0,034	K/W	(6)/(8) (3)
	idem		0,040	h·K/kcal	
11	Rezistența termică a stratului 2	R_2	0,157	K/W	(7)/(9) (3)
	idem		0,183	h·K/kcal	
12	Rezistența termică totală	R	0,191	K/W	(10)+(11)
	idem		0,223	h·K/kcal	
13	Diferența de temperatură	Δt	625	K	(4)—(5)
14	Debitul de căldură	Q	3 270	W	(13) (12); ec. (18.69)
	idem		2 812	kcal/h	
15	Diferența de temperatură în în stratul 1	Δt_1	111	K	(10) (14); ec. (18.69)
16	Temperatura dintre straturi	$t_{1,2}$	589	°C	(4)—(15)
17	Diferența de temperatură în stratul 2	Δt_2	513	K	(11) (14); ec. (18.69)
18	Temperatura dintre straturi (verificare)	$t_{1,2}$	589	°C	(5)+(17=(16)

a) *Aplicație: măsurarea conductivității termice prin metoda La Mort.* Metoda se bazează pe transmiterea căldurii printr-un perete format din două straturi: unul fiind materialul de cercetat iar celălalt un material cu conductivitate termică cunoscută, etalonată (o placă de cristal).

Aparatul este un cuptor (fig. 18.6) avînd o nișă cu peretele din fund încălzit electric iar ceilalți pereți bine izolați termic față de exterior. În interiorul nișei se introduce o placă cu fețele paralele, tăiată din materialul

Scanned with OKEN Scanner

a cărui conductivitate trebuie determinată și apoi placa etalon de conductivitate cunoscută. Termoelementele t_1, $t_{1,2}$, t_2 indică temperaturile în locurile indicate în figură.

Cînd aparatul a ajuns în regim staționar (indicațiile termoelementelor devin constante), se poate aplica ecuația (18.68) în forma:

$$Q = \frac{\Delta t_1}{R_1} = \frac{\Delta t_2}{R_2} \tag{18.70}$$

sau

$$\frac{\lambda_1}{\delta_1} A \Delta t_1 = \frac{\lambda_2}{\delta_2} A \Delta t_2 \tag{18.71}$$

în care indicii 1 se referă la placa de material cercetat, iar indice 2 la placa etalon.

Se obține:

$$\lambda_1 = \lambda_2 \frac{\delta_1}{\delta_2} \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} \tag{18.72}$$

Considerînd $\lambda_2/\delta_2 = C$ ca o constantă a aparatului ecuația (18.72) devine:

$$\lambda_1 = C \delta_1 \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} \tag{18.73}$$

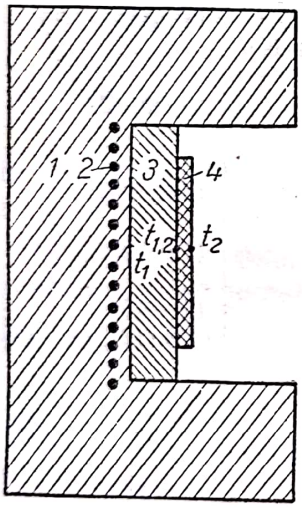


Fig. 18.6. Cuptor pentru determinarea conductivității termice:
1 — izolația cuptorului; *2* — rezistența electrică de încălzire; *3* — materialul de încercat; *4* — placă etalon; t_1, $t_{1,2}$, t_2 — termoelemente.

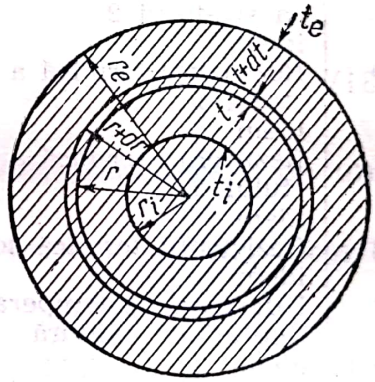


Fig. 18.7. Transmiterea căldurii printr-un perete cilindric.

18.1.3.3. **Transmiterea căldurii printr-un perete cilindric.** În peretele unui cilindru căldura se transmite radial. Ecuația (18.46) pentru transmiterea căldurii printr-un perete plan, nu se poate aplica la un perete cilindric gros, unde aria suprafețelor perpendiculare pe fluxul de căldură nu mai este constantă în grosimea peretelui.

Dacă în grosimea peretelui se consideră un strat coaxial subțire (fig. 18.7), acestui strat, se poate aplica ecuația (18.43) care, în acest caz, ia forma:

$$Q = \frac{\lambda}{d\delta} A \, dt = \frac{\lambda}{dr} 2\pi r l \, dt \tag{18.74}$$

în care:

Q este debitul de căldură prin peretele cilindric;
λ — conductivitatea termică;
$\delta = r_e - r_i$ — grosimea peretelui cilindric;
$d = dr$ — grosimea stratului cilindric subțire;
$A = 2\pi rl$ — aria suprafeței cilindrului subțire;
l — lungimea cilindrului;
r — raza suprafeței cilindrului subțire;
r_e — raza exterioară a cilindrului;
r_i — raza interioară a cilindrului.

Alte notații rezultă din fig. 18.7.

Separînd variabilele și integrînd între limitele corespunzătoare,

$$\int_{r_i}^{r_e} \frac{dr}{r} = \lambda \frac{2\pi l}{Q} \int_{t_i}^{t_e} dt \tag{18.75}$$

se obține:

$$\ln \frac{r_e}{r_i} = \lambda \frac{2\pi l}{Q} (t_e - t_i) \tag{18.76}$$

sau

$$Q = 2\pi l \lambda \frac{t_e - t_i}{\ln \frac{r_e}{r_i}} = \frac{\lambda}{r_e - r_i} 2\pi l \frac{r_e - r_i}{\ln \frac{r_e}{r_i}} (t_e - t_i) \tag{18.77}$$

Înlocuind, în ecuația (18.64)

$$\delta = r_2 - r_i \tag{18.78}$$

$$\Delta t = t_e - t_i \tag{18.79}$$

$$r_m = \frac{r_e - r_i}{\ln \frac{r_e}{r_i}} = \frac{r_e - r_i}{2{,}303 \lg \frac{r_e}{r_i}} \tag{18.80}$$

$$A_m = 2\pi r_m l \tag{18.81}$$

se obține:

$$Q = \frac{\lambda}{\delta} A_m \Delta t \tag{18.82}$$

Această ecuație este asemănătoare cu ecuația (18.43) pentru peretele plan, cu deosebirea că aici apare aria medie A_m, adică aria unui cilindru avînd raza egală cu raza medie logaritmică r_m, definită prin ecuția (18.80).

În calculele tehnice se preferă să se folosească diametrul în locul razei. Ecuațiile (18.80) și (18.81) devin:

$$d_m = \frac{d_e - d_i}{\ln \frac{d_e}{d_i}} = \frac{d_e - d_i}{2{,}303 \lg \frac{d_e}{d_i}} \tag{18.83}$$

$$A_m = \pi d_m l \tag{18.84}$$

în care d_m este diametrul mediu logaritmic, definit de ecuația (18.83).

Problema se poate rezolva și folosind ecuația lui Fourier în coordonate cilindrice (18.23) care, pentru regim staționar ($\delta t / \delta \tau = 0$), transmitere

Scanned with OKEN Scanner

de căldură numai în direcție radială ($\delta t/\delta x=0$ și $\delta t/\delta\theta=0$) și fără sursă interioară de căldură ($Q=0$), se reduce la

$$\frac{d}{dr}\left(r\frac{dt}{dr}\right)=0 \tag{18.85}$$

Integrînd, rezultă:

$$r\frac{dt}{dr}=c_1 \tag{18.86}$$

sau

$$dt=c_1\frac{dr}{r} \tag{18.87}$$

Integrînd din nou, se obține:

$$t=c_1\ln r+c_2 \tag{18.88}$$

în care c_1 și c_2 sînt constante de integrare, a căror valoare se determină prin condițiile la limită:

— pentru $r=r_1$, $t=t_i$; $t_i=c_1\ln r_i+c_2$ (18.89)

— pentru $r=r_e$, $t=t_e$; $t_e=c_1\ln r_e+c_2$ (18.90)

Din ecuațiile (18.89) și (18.90) rezultă valorile constantelor:

$$c_1=(t_e-t_i)/\ln\frac{r_e}{r_i} \tag{18.91}$$

$$c_2=(t_i\ln r_e-t_e\ln r_i)/\ln\frac{r_e}{r_i} \tag{18.92}$$

care, introduse în ecuația (18.88), dau distribuția temperaturilor în grosimea peretelui cilindric:

$$t=\left(t_e\ln\frac{r}{r_i}+t_i\ln\frac{r_e}{r}\right)/\ln\frac{r_e}{r_i} \tag{18.93}$$

Pentru determinarea căldurii transmise, se folosește legea lui Fourier (18.10) care, pentru cilindrul de grosimea infinitezimală dr și raza r, se scrie, cînd $t_e>t_i$;

$$Q=\lambda(2\pi rl)\frac{dt}{dr} \tag{18.94}$$

și, pentru că $r(dt/dr)=c_1$, rezultă:

$$Q=\lambda 2\pi lc_1 \tag{18.95}$$

care verifică faptul că debitul de căldură este independent de rază.

Introducînd valoarea constantei c_1 din ecuația (18.91), se obține ecuația:

$$Q=\lambda 2\pi l\frac{t_e-t_i}{\ln\frac{r_e}{r_i}} \tag{18.96}$$

identică cu ecuația (18.77).

Pentru pereți nu prea groși, calculul se poate simplifica, înlocuind raza medie logaritmică cu raza medie aritmetică $r_m=(r_e+r_i)/2$; pentru pereți subțiri se poate lua, în locul razei medii logaritmice, una din razele (r_e sau r_i), după criteriul indicat la pag. 220.

Scanned with OKEN Scanner

Aceste simplificări introduc următoarele erori:
— sub 10%, cînd $r_e/r_i < 3{,}2$ și se lucrează cu media aritmetică;
— sub 10%, cînd $r_e/r_i < 1{,}24$ și se lucrează cu r_e sau r_i;
— sub 1%, cînd $r_e/r_i < 1{,}5$ și se lucrează cu media aritmetică;
— sub 1%, cînd $r_e/r_i < 1{,}02$ și se lucrează cu r_e sau r_i.

Exemplu. Să se calculeze căldura transmisă printr-o conductă de beton, în condițiile arătate în rîndurile 1—7 din tabelul de mai jos:

1	Materialul conductei		Beton		Dat
2	Diametrul exterior	d_e	0,30	m	Dat
3	Diametrul interior	d_i	0,20	m	Dat
4	Temperatura pe fața exterioară	t_e	20	°C	Dată
5	Temperatura pe fața interioară	t_i	80	°C	Dată
6	Lungimea conductei	l	20	m	Dată
7	Conductivitatea termică a conductei	λ	1,28	W/(m·K)	Tabel 18.1
	idem		1,10	kcal/(m·h·K)	
8	Diametrul mediu logaritmic	d_m	0,247	m	Ec. (18.83)
9	Aria medie (logaritmică)	A_m	15,53	m^2	π (8) (6)
10	Grosimea peretelui	δ	0,05	m	[(2)—(3)]/2
11	Diferența de temperatură	Δt	60	°C	(5)—(4)
12	Debitul de căldură	Q	23 850	W	(7) (9) (11)/(10)
	idem		20 500	kcal/h	
13	Diametrul mediu aritmetic	d'_m	0,250	m	[(2)—(3)]/2
14	Aria medie (aritmetică)	A'_m	15,70	m^2	π(13) (6)
15	Debitul de căldură	Q'	24 110	W	(7) (14) (11)/(10)
	idem		20 720	kcal/h	
16	Eroarea față de (12)	ε	+1,1	%	100[(16)—(12)]/(12)

Exemplul a fost rezolvat folosind atît media logaritmică a diametrelor, cît și media lor aritmetică; diferența este de 1,1%.

18.1.3.4. **Transmiterea căldurii printr-un perete cilindric format din mai multe straturi coaxiale.** Aplicînd raționamentul folosit la deducerea

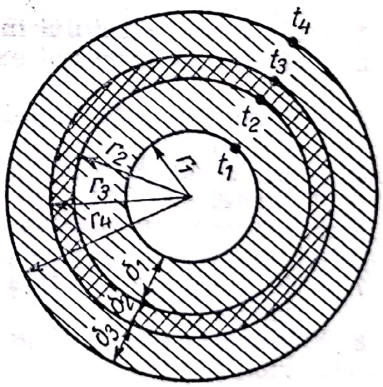


Fig. 18.8. Transmiterea căldurii printr-un cilindru format din mai multe straturi coaxiale.

căldurii transmise printr-un perete plan format din mai multe straturi paralele și cel pentru un perete cilindric, se obține pentru căldura transmisă printr-un cilindru format din mai multe straturi (fig. 18.8) ecuația:

$$Q = \frac{2\pi l}{\frac{\delta_1}{\lambda_1 r_{m,1}} + \frac{\delta_2}{\lambda_2 r_{m,2}} + \ldots + \frac{\delta_n}{\lambda_n r_{m,n}}} \Delta t \qquad (18.97)$$

Scanned with OKEN Scanner

în care Δt este diferența dintre temperatura pe fața exterioară și temperatura pe fața interioară a peretelui cilindric, iar:

$$r_{m,1}=\frac{r_2-r_1}{\ln\frac{r_2}{r_1}}=\frac{\delta_1}{\ln\frac{r_2}{r_1}}=\frac{\delta_1}{2{,}303\lg\frac{r_2}{r_1}} \tag{18.98}$$

$$r_{m,2}=\frac{r_3-r_2}{\ln\frac{r_3}{r_2}}=\frac{\delta_2}{\ln\frac{r^3}{r_2}}=\frac{\delta_2}{2{,}303\lg\frac{r_2}{r_3}}\quad\text{etc.} \tag{18.99}$$

sînt razele medii logaritmice ale straturilor coaxiale.

Ecuația (18.97) se folosește și în forma echivalentă

$$Q=\frac{\pi l}{\frac{\delta_1}{\lambda_1 d_{m,1}}+\frac{\delta_2}{\lambda_2 d_{m,2}}+\ldots+\frac{\delta_n}{\lambda_n d_{m,n}}}\Delta t \tag{18.100}$$

care conține diametrele medii logaritmice în locul razelor medii logaritmice.

Temperaturile dintre straturi se găsesc, și în acest caz, cu ajutorul relațiilor generale (18.68) și (18.69), în care:

$$R_1=\frac{\delta_1}{\lambda_1 A_{m,1}}=\frac{\delta_1}{\lambda_1 2\pi r_{m,1} l}=\frac{\delta_1}{\lambda_1 \pi d_{m,1} l} \tag{18.101}$$

De exemplu, din relația $Q=\Delta t_1/R_1$, în care se cunoaște Q [din ecuația (18.97) sau (18.100)] și R_1 din ecuația (18.101), se obține valoarea lui $\Delta t_1=t_2-t_1$; deoarece t_1 este dat (temperatura pe fața interioară a cilindrului), se deduce temperatura t_2 dintre straturile 1 și 2, ș.a.m.d.

Exemplu. Să se calculeze căldura transmisă printr-o conductă cilindrică cu peretele format din două straturi, în condițiile arătate în rîndurile 1—8 din tabelul următor; să se determine și temperatura dintre straturi.

	Date				
1	Materialul stratului interior 1		cărămidă refractară		Dat
2	Materialul stratului exterior 2		cărămidă de construcție		Dat
3	Diametrul interior al conductei	d_1	0,22	m	Dat
4	Diametrul exterior al conductei	d_3	0,50	m	Dat
5	Grosimea stratului interior	δ_1	0,06	m	Dată
6	Lungimea conductei	l	2,00	m	Dată
7	Temperatura pe fața interioară	t_1	800	°C	Dată
8	Temperatura pe fața exterioară	t_3	50	°C	Dată
	Căldura transmisă				
9	Conductivitatea termică a stratului 1	λ_1	1,35	W/(m·K)	Tabel 18.1
	idem		1,16	kcal/(m·h·K)	
10	Conductivitatea termică a stratului 2	λ_2	0,23	W/(m·K)	Tabel 18.1
	idem		0,20	kcal/(m·h·K)	

Scanned with OKEN Scanner

11	Grosimea stratului exterior	δ_2	0,08	m	[(4)—(3)]/2—(5)
12	Diametrul la limita dintre straturi	d_2	0,34	m	(3)+2 (5)
13	Diametrul mediu logaritmic al stratului 1	$d_{m,1}$	0,28	m	Ec. (18.83)
14	Diametrul mediu logaritmic al stratului 2	$d_{m,2}$	0,42	m	Ec. (18.83)
15	Diferența totală de temperatură	Δt	750	K	(7)—(8)
16	Debitul de căldură transmisă	Q	4 770	W	Ec. (18.100)
	idem		4 102	kcal/h	
	Temperatura dintre straturi				
17	Rezistența termică a stratului 1	R_1	0,0253	K/W	Ec. (18.100)
	idem		0,0294	h·K/kcal	
18	Diferența de temperatură în stratul 1	Δt_1	120,7	K	(16)—(17)
19	Temperatura dintre straturi	t_2	679	°C	(7)—(18)
20	Rezistența termică a stratului 2	R_2	0,132	K/W	Ec. (18.101)
	idem		0,153	h·K/kcal	
21	Diferența de temperatură în stratul 2	Δt_2	630	K	(16)—(20)
22	Temperatura dintre straturi	t_2	680	°C	(8)+(21)+(19)

Observație. În tabel s-a calculat temperatura dintre straturi în două moduri, în rîndurile (19) și (22):

$$t_2 = t_1 - \Delta t_1 \quad \text{și} \quad t_2 = t_3 + \Delta t_2$$

18.2. Transmiterea căldurii prin convecție

În aproape toate cazurile practice, transmiterea căldurii se face de la un fluid cald — printr-un perete despărțitor solid — la un fluid rece; de exemplu, încălzirea lichidului dintr-un cazan cu ajutorul gazelor de ardere, răcirea aerului dintr-o încăpere de către aerul rece din exterior. Uneori nu există un perete solid despărțitor și transmiterea căldurii se face direct prin contactul între cele două fluide; în aceste cazuri, transmiterea căldurii este însoțită de un transport (schimb) de masă (substanță) între cele două fluide, de exemplu condensarea unor vapori prin contact direct cu apa de răcire, vaporizarea apei în contact cu aerul cald.

Înăuntrul unui fluid, transmiterea căldurii se face simultan prin conducție și convecție. Participarea convecției și a conducției variază mult cu construcția aparatului, natura fluidului și condițiile de funcționare, dar ambele moduri de transmitere sînt întotdeauna prezente. Dacă într-un cilindru cu apă se introduce o bucată de gheață (care, avînd densitatea mai mică decît a apei, plutește pe suprafața apei) și se încălzește cilindrul

Scanned with OKEN Scanner

la partea inferioară, gheața se topește repede; în această experiență convecția (naturală) are o participare importantă la transmiterea căldurii. Dacă însă gheața este ținută la fundul cilindrului și încălzirea se face la partea lui superioară, gheața se topește mult mai încet, deoarece participarea convecției este mult mai mică și căldura se transmite de la partea superioară la cea inferioară a cilindrului aproape numai prin conducție. Dacă, în timpul încălzirii exterioare, apa din cilindru este agitată, cu un amestecător, gheața se topește și mai repede din cauza intervenției convecției (forțate).

Convecția este condiționată de un transport (deplasare) de substanță.

Cînd transportul de substanță rezultă din diferența de densitate a porțiunilor mai calde de fluid față de cele mai reci — ca în prima parte a experienței de mai sus — convecția se numește *convecție naturală*. Cînd transportul este provocat de o cauză (mecanică) exterioară (agitare, pompare), ca în ultima parte a experienței, convecția se numește *convecție forțată*.

18.2.1. Ecuația diferențială Fourier—Kirchhoff pentru transmiterea căldurii prin convecție

Căldura transmisă prin convecție este căldura transportată de un fluid în mișcare. Acest fenomen este descris matematic printr-o ecuație diferențială care se deduce considerînd schimburile care se produc într-un paralelipiped elementar cu laturile dx, dy, dz — delimitat imaginar în curentul fluidului în mișcare, prin care se transmite căldura (fig. 18.9).

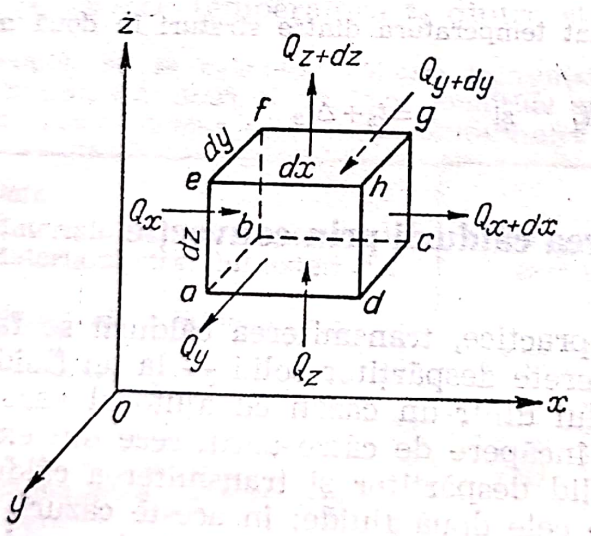


Fig. 18.9. Paralelipiped elementar în curentul fluidului.

Problema este tratată pentru regimul staționar (permanent) caracterizat prin faptul că, în orice punct al sistemului considerat, toți parametrii care definesc starea și dinamica sistemului nu variază în timp (derivata acestor parametri în raport cu timpul este nulă) și, ca urmare, nu există acumulări de substanță sau de energie.

Notații:

$a = \lambda/c_p\rho$ este difuzivitatea termică;

c_p — căldura masică, la presiunea constantă, a fluidului;

Scanned with OKEN Scanner

t — temperatură;
w — viteza fluidului;
Q — debitul de căldură;
ρ — densitatea fluidului;
λ — conductivitatea termică;
τ — timpul;
$V = dx \cdot dy \cdot dz$ — volumul paralelipipedului elementar.

Indicii x, y, z se referă la direcții paralele cu axele de coordonate.

Prin fața *abfe* din stînga paralelipipedului, perpendiculară pe direcția x, intră debitul de fluid $w_x\rho\, dy\, dx$, cu căldura:

$$Q_x = c_p\, w_x\, \rho t\, dy\, dz \tag{18.102}$$

În timpul trecerii fluidului prin paralelipipedul elementar, intervin, după direcția x, următoarele schimbări:

— produsul $w_x\rho$[1] devine $w_x\rho + \frac{\partial (w_x\rho)}{\partial x} dx$ (18.103)

— temperatura t devine $t + \frac{\partial t}{\partial x} dx$ (18.104)

Fluxul de căldură, care iese cu fluidul prin fața *dcgh* din dreapta paralelipipedului este deci:

$$Q_{(x+dx)} = c_p \left[w_x\rho + \frac{\partial (w_x\rho)}{\partial x} dx \right] \left(t + \frac{\partial t}{\partial x} dx \right) dy\, dz \tag{18.105}$$

Neglijînd infiniții mici de ordin superior, ecuația (18.105) devine:

$$Q_{(x+d_t)} = c_p (w_x\rho) t\, dy\, dz + c_l \left[t \frac{\partial (w_x\rho)}{\partial x} + w_x\rho \frac{\partial t}{\partial x} \right] dV \tag{18.106}$$

Ecuații analoage cu ecuațiile (18.102) și (18.105) pot fi scrise și pentru direcțiile y și z.

Diferența

$$dQ = (dQ_x + dQ_y + dQ_z) - [Q_{(x+d_x)} + Q_{(y+d_y)} + Q_{(z+d_z)}] \tag{18.107}$$

sau

$$dQ = c_p \left\{ t \left[\frac{\partial (w_x\rho)}{\partial x} + \frac{\partial (w_y\rho)}{\partial y} + \frac{\partial (w_z\rho)}{\partial z} \right] + \left(w_x\rho \frac{\partial t}{\partial x} + w_y\rho \frac{\partial t}{\partial y} + w_z\rho \frac{\partial t}{\partial z} \right) \right\} dV \tag{18.108}$$

reprezintă excesul de căldură pe care curentul de fluid îl lăsă în timpul trecerii prin paralelipipedul elementar.

Caracterul de regim staționar al curgerii se introduce prin condițiile:

— lipsa acumulării de substanță, exprimată prin ecuația de continuitate (v. 8.3.6, b, vol. I):

$$\frac{\partial (w_x\rho)}{\partial x} + \frac{\partial (w_y\rho)}{\partial y} + \frac{\partial (w_z\rho)}{\partial z} = 0 \tag{18.109}$$

[1] Produsul $w_x\rho$ (exprimat în unitățile kg/(s·m²)) este *viteza masei* sau *debitul specific de masă* sau *fluxul fluidului*, adică debitul de masă pe unitatea de arie a secțiunii curentului de fluid.

Scanned with OKEN Scanner

— lipsa acumulării de căldură, care cere ca excesul de căldură dQ luat de curentul de fluid din paralelipipedul elementar să fie adus, prin conducție din exteriorul paralelipipedului. Încălzirea paralelipipedului prin conducție este dată de ecuația (18.15) care, pentru regimul staționar, devine:

$$dQ=\lambda\left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2}+\frac{\partial^2 t}{\partial y^2}+\frac{\partial^2 t}{\partial z^2}\right)dV \tag{18.110}$$

Introducînd aceste două condiții în ecuația (18.108), se obține:

$$c_p\left(w_x\rho\frac{\partial t}{\partial x}+w_y\rho\frac{\partial t}{\partial y}+w_z\rho\frac{\partial t}{\partial z}\right)=\lambda\left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2}+\frac{\partial^2 t}{\partial y^2}+\frac{\partial^2 t}{\partial z^2}\right) \tag{18.111}$$

sau

$$w_x\frac{\partial t}{\partial x}+w_y\frac{\partial t}{\partial y}+w_z\frac{\partial t}{\partial z}=a(\nabla^2 t) \tag{18.112}$$

în care $a=\lambda/c_p\rho$ este difuzivitatea termică, iar $(\nabla^2 t)$ este *operatorul lui Laplace* (v. 8.3.6.4, vol. I).

Ecuația (18.112) se numește ecuația *Fourier-Kirchhoff* pentru transmiterea căldurii înăuntrul unui fluid în mișcare, în regim nestaționar.

Forma generală a ecuației Fourier-Kirchhoff, fără restricția regimului staționar este:

$$\frac{Dt}{d\tau}=a(\nabla^2 t) \tag{18.113}$$

în care

$$\frac{Dt}{d\tau}=\frac{\partial t}{\partial\tau}+w_x\frac{\partial t}{\partial x}+w_y\frac{\partial t}{\partial y}+w_z\frac{\partial t}{\partial z} \tag{18.114}$$

este *derivata substanțială* (v. 8.3.6.4, vol. I) a temperaturii.

Pentru cazul particular al regimului staționar ($\partial t/\partial\tau=0$), ecuația generală (18.113) a lui Fourier-Kirchhoff devine ecuația (18.112), iar în cazul mediilor imobile (w_x, w_y, w_z nule), ecuația generală devine ecuația (18.18). Pentru medii imobile și regim staționar, ecuația generală se simplifică la $(\nabla^2 t=0)$.

18.2.2. Transmiterea căldurii prin conducție și convecție, în regim staționar

18.2.2.1. Transmiterea căldurii printr-un perete cu fețe plane, paralele. Ecuația fundamentală pentru transmiterea căldurii, printr-un perete solid, de la un fluid cald *1* la un fluid rece *2*, se deduce ținînd seamă de straturile limită de fluid pe ambele fețe ale peretelui despărțitor (fig. 18.10).

În peretele solid căldura se transmite prin conducție. Cînd se cunosc temperaturile pe fețele peretelui, căldura transmisă se calculează cu ecuația (18.43). De obicei ele nu se cunosc; ceea ce se cunoaște sînt temperaturile t_1 și t_2 ale fluidelor la o distanță de perete, destul de mare pentru a putea considera că indică temperaturile din masa fluidelor (se presupune că la o oarecare depărtare de perete, fluidele au temperatură constantă, ca efect al uniformizării temperaturii în masa fluidelor prin

Scanned with OKEN Scanner

vîrtejuri, agitare, pompare. În vecinătatea peretelui, unde straturile limită (v. cap. 8) nu sînt antrenate în agitarea generală a fluidelor, temperaturile nu se uniformizează.

În straturile limită — ca în orice fluid — căldura se transmite atît prin conducție, cît și prin convecție; participarea convecției este practic nulă lîngă fața peretelui și crește cu distanța de la fața peretelui, pînă la valoarea corespunzătoare mișcării masei principale a fluidului.

Ecuația fundamentală se deduce din asemănarea transmiterii căldurii în acest caz (fig. 18.10) cu cel al transmiterii căldurii printr-un perete solid format din trei straturi (fig. 18.5). În ultimul caz s-a obținut pentru căldura transmisă (ecuația 18.63):

$$Q = kA\Delta t \qquad (18.115)$$

Coeficientul total de transmitere k este dat de ecuația (18.64) care, în vederea scopului urmărit aici, este scrisă în forma:

$$k = \frac{1}{\frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{\delta_2}{\lambda_2}} \qquad (18.116)$$

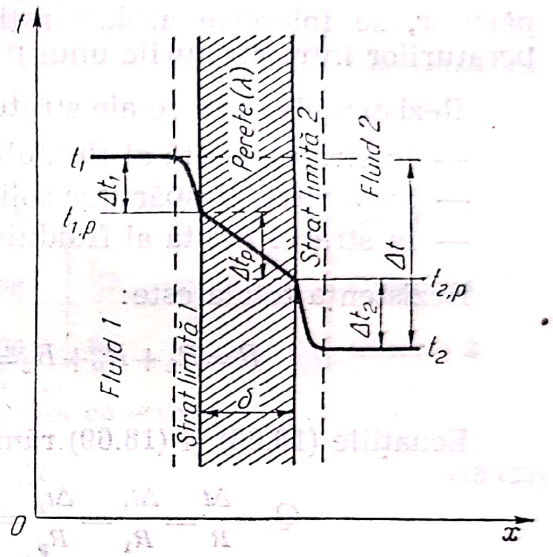


Fig. 18.10. Transmiterea căldurii printr-un perete solid de la un fluid cald *1* la un fluid rece *2*.

Grosimile δ_1, δ_2 și conductivitățile termice λ_1 și λ_2 se referă la cele două straturi limită; grosimea straturilor limită nu este bine definită și deci nu este cunoscută. Pe de altă parte, înăuntrul straturilor limită, transmiterea căldurii nu se face numai prin conducție ci și prin convecție (la gaze intervine și transmiterea căldurii prin radiație).

Pentru a ține seamă de condițiile mai complexe ale transmiterii căldurii prin straturile limită se înlocuiesc, în ecuația (18.116),

$$\frac{\lambda_1}{\delta_1} \text{ cu } \alpha_1 \text{ și } \frac{\lambda_2}{\delta_2} \text{ cu } \alpha_2$$

Mărimea α se numește *coeficientul parțial de transmitere*[1] *a căldurii* și se exprimă în aceleași unități de măsură ca și coeficientul total de transmitere k. Pentru convertirea lui α în diferite sisteme de unități de măsură, v. tabelul *A*. 12 din anexa vol. I.

Coeficientul total de transmitere (18.116) devine:

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}} \qquad (18.117)$$

[1] Se folosesc și denumirile: *coeficient de trecere, coeficient superficial de transmitere.*

sau, cînd între cele fluide nu există un perete despărțitor solid,

$$k=\frac{1}{\frac{1}{\alpha_1}+\frac{1}{\alpha_2}} \tag{18.118}$$

Pentru determinarea temperaturilor $t_{1,p}$ și $t_{2,p}$ pe fețele peretelui despărțitor, se folosește același raționament ca pentru determinarea temperaturilor între straturile unui perete solid (v. 18.1.3.2).

Rezistențele termice ale stratului sînt:

— în stratul limită al fluidului cald: $R_1=1/\alpha_1 A$
— în peretele despărțitor solid: $R_p=\delta/\lambda A$
— în stratul limită al fluidului rece: $R_2=1/\alpha_2 A$

Rezistența totală este:

$$R=R_1+R_p+R_2=\frac{1}{\alpha_1 A}+\frac{\delta}{\lambda A}+\frac{1}{\alpha_2 A}=\frac{1}{kA} \tag{18.119}$$

Ecuațiile (18.68) și (18.69) rămîn și aici valabile, în forma

$$Q=\frac{\Delta t}{R}=\frac{\Delta t_1}{R_1}=\frac{\Delta t_p}{R_p}=\frac{\Delta t_2}{R_2}=\frac{\Delta t_1+\Delta t_p}{R_1+R_p}=\frac{\Delta t_p+\Delta t_2}{R_p+R_2} \tag{18.120}$$

De exemplu, pentru determinarea temperaturii $t_{1,p}$:

$$t_{1,p}=t_1-\Delta t_1=t_1-\frac{R_1}{R}\Delta t=t_1-\frac{k}{\alpha_1}\Delta t \tag{18.121}$$

sau

$$t_{1,p}=t_2+\Delta t_2+\Delta t_p=t_2+\frac{R_2+R_p}{R}\Delta t=t_2+\left(\frac{1}{\alpha_2}+\frac{\delta}{\lambda}\right)k\Delta t \tag{18.122}$$

Exemplu. Să se calculeze: a) debitul de căldură prin peretele de cărămidă refractară al unui cuptor și b) temperaturile pe fețele cuptorului în condițiile arătate în rîndurile 1—7 ale tabelului de mai jos:

1	Grosimea peretelui	δ	0,23	m	Dată
2	Conductivitatea termică a peretelui	λ	1,35	W/(m·K)	Dată
	idem		1,16	kcal/(m·h·K)	
3	Temperatura în cuptor	t_1	700	°C	Dată
4	Temperatura în exteriorul cuptorului	t_2	40	°C	Dată
5	Coeficientul parțial de transmitere pe fața interioară a peretelui	α_1	116	W/(m²·K)	Dat
	idem		100	kcal/(m²·h·K)	
6	Coeficientul parțial de transmitere pe fața exterioară a peretelui	α_2	23	W/(m²·K)	Dat
	idem		20	kcal/(m²·h·K)	
7	Aria peretelui	A	5	m²	Dată

Scanned with OKEN Scanner

	a) *Debitul de căldură*				
8	Coeficientul total de transmitere idem	k	4,51 3,87	W/(m²·K) kcal/(m²·h·K)	Ec. (18.117)
9	Diferența de temperatură	Δt	660	K	(3)—(4)
10	Debitul de căldură idem	Q	14 880 12 800	W kcal/h	(8) (7) (9)
	b) *Temperaturile pe fețele peretelui*				
11	Temperatura pe fața interioară	$t_{1,p}$	674	°C	Observ. 1
12	Temperatura pe fața exterioară	$t_{2,p}$	168	°C	Observ. 1
13	Căderea de temperatură în perete	Δt_p	506	K	Observ. 2

Obs. 1. Temperaturile $t_{1,p}$ și $t_{2,p}$ se calculează cu ecuațiile:

$$t_{1,p}=t_1-\frac{k}{\alpha_1}\Delta t \tag{18.123}$$

$$t_{2,p}=t_2+\frac{k}{\alpha_2}\Delta t \tag{18.124}$$

Obs. 2 Pentru verificare, s-a calculat căderea de temperatură în perete:

$$\Delta t_p=t_{1,p}-t_{2,p}=QR_p=\frac{\delta}{\lambda A} \tag{18.125}$$

18.2.2.2. **Transmiterea căldurii printr-un perete format din mai multe straturi paralele.** Combinînd ecuațiile (18.67) și (18.116) se obține valoarea coeficientului total de transmitere k, din ecuația (18.126), de la un fluid cald la un fluid rece printr-un perete despărțitor format din mai multe straturi paralele:

$$k=\frac{1}{\frac{1}{\alpha_1}+\sum_1^n\frac{\delta_i}{\lambda_i}+\frac{1}{\alpha_2}} \tag{18.126}$$

în care suma de la numitor cuprinde rapoartele δ/λ pentru toate cele n straturi ale peretelui despărțitor.

18.2.2.3. **Transmiterea căldurii printr-un perete cilindric.** Pentru a ține seamă de straturile limită de fluid, existente de ambele părți ale peretelui cilindric, se adaptează ecuația (18.97), cu rezultatul:

$$Q=\frac{2\pi l}{\frac{1}{\alpha_i r_i}+\frac{\delta}{\lambda r_m}+\frac{1}{\alpha_e r_e}}\Delta t \tag{18.127}$$

în care α_i și α_e sînt coeficienții (parțiali) de transmitere a căldurii în straturile limită interior și exterior, iar r_i și r_e sînt razele interioară și exterioară ale peretelui cilindric. Restul notațiilor sînt cele folosite la 13.1.3.3.

Scanned with OKEN Scanner

În ecuația (18.117) ar fi trebuit să se introducă razele medii $r_{m,i}$ și $r_{m,e}$ ale straturilor limită, iar nu razele r_i și r_e ale cilindrului. Deoarece grosimile straturilor limită nu sînt bine definite și pentru că — pe de altă parte — transmiterea căldurii în straturile limită nu se face după o lege liniară, se folosește ecuația în forma (18.127), iar nepotrivirea semnalată mai sus este înglobată în coeficienții α_1 și α_2 ale căror valori se determină din date experimentale.

Înlocuind razele cu diametrele se obține:

$$Q=\frac{\pi l}{\frac{1}{\alpha_i d_i}+\frac{\delta}{\lambda d_m}+\frac{1}{\alpha_e d_e}}\Delta t \tag{18.128}$$

Temperaturile pe fețele cilindrului se determină cu ajutorul rezistențelor termice:

— în stratul limită interior:

$$R_i=\frac{1}{A_i\alpha_i}=\frac{1}{2\pi l r_i\alpha_i}=\frac{1}{\pi l d_i\alpha_i} \tag{18.129}$$

— în peretele despărțitor:

$$R_p=\frac{\delta}{A_m\lambda}=\frac{\delta}{2\pi l r_m\lambda}=\frac{\delta}{\pi l d_m\lambda} \tag{18.130}$$

— în stratul limita exterior:

$$R_e=\frac{1}{A_e\alpha_e}=\frac{1}{2\pi l r_e\alpha_e}=\frac{1}{\pi l d_e\alpha_e} \tag{18.131}$$

și al relațiilor cunoscute pentru rezistențe în serie (v. 18.1.3.2.)

$$Q=\frac{\Delta t_i}{R_1}=\frac{\Delta t_p}{R_p}=\frac{\Delta t_e}{R_e}=\frac{\Delta t_i+\Delta t_p}{R_i+R_p}=\ldots \tag{18.132}$$

Se obține:

$$t_{p,i}=t_i-\Delta t_i=t_i-QR_i=t_e+(\Delta t_e+\Delta t_p)=t_e+Q(R_e+R_p) \tag{18.133}$$

$$t_{p,e}=t_i-(\Delta t_i+\Delta t_p)=t_i-Q(R_i+R_p)=t_e+\Delta t_e=t_e+QR_e \tag{18.134}$$

18.2.2.4. **Transmiterea căldurii printr-un perete cilindric format din mai multe straturi coaxiale.** Din ecuația (18.97) și (18.127) se deduce:

$$Q=\frac{2\pi l}{\frac{1}{\alpha_i r_i}+\sum_1^n\frac{\delta_i}{\lambda_i r_{m,i}}+\frac{1}{\alpha_e r_e}}\Delta t \tag{18.135}$$

sau

$$Q=\frac{\pi l}{\frac{1}{\alpha_i d_i}+\sum_1^n\frac{\delta_i}{\lambda_i d_{m,i}}+\frac{1}{\alpha_e d_e}}\Delta t \tag{18.136}$$

Suma de la numitorul fracției se referă la cele n straturi coaxiale ale cilindrului.

Scanned with OKEN Scanner

Exemplu. Să se calculeze: a) căldura pierdută prin peretele format din două straturi ale unui cuptor cilindric; b) temperaturile pe feţele peretelui şi c) temperatura dintre straturile peretelui. Datele problemei sînt cele din rîndurile 1—14 ale tabelului următor:

1	Stratul interior, 1 al peretelui		Cărămidă refractară		Dat
2	Stratul exterior, 2 al peretelui		Cărămidă izolantă		Dat
3	Conductivitatea termică a stratului 1	λ_1	1,35	W/m·K	Dată
	idem		1,16	kcal/m·h·K	
4	Conductivitatea termică a stratului 2	λ_2	0,14	W/m·K	Dată
	idem		0,12	kcal/m·h·K	
5	Grosimea stratului 1	δ_1	0,10	m	Dată
6	Grosimea stratului 2	δ_2	0,08	m	Dată
7	Diametrul interior	d_i	0,40	m	Dat
8	Temperatura în interiorul cuptorului	t_i	800	°C	Dată
9	Temperatura în exteriorul cuptorului	t_e	50	°C	Dată
10	Coef. (parţial) de transmitere din interior	α_i	116	W/(m²·K)	Dat
	idem		100	kcal/(m²·h·K)	
11	Coef. (parţial) de transmitere din exterior	α_e	23	W/(m²·K)	Dat
	idem		20	kcal/(m²·h·K)	
12	Lungimea cuptorului cilindric	l	3	m	Dat
	a) *Căldura pierdută prin perete*				
13	Diametrul la limita dintre straturi	$d_{1,2}$	0,60	m	(7)+2(5)
14	Diametrul exterior	d_e	0,76	m	(13)+2(6)
15	Diametrul mediu logaritmic al stratului 1	$d_{m,1}$	0,493	m	Observaţie
16	Diametrul mediu logaritmic al stratului 2	$d_{m,2}$	0,674	m	Observaţie
17	Diferenţa totală de temperatură	Δt	750	K	(8)—(9)
18	Căldura pierdută	Q	6 550	W	Ec. (18.136)
	idem		5 620	kcal/h	
	b) *Temperaturile pe feţele peretelui*				
19	Rezist. termică a stratului limita interior	R_i	0,00229	K/W	$1/\pi$(12) (7) (10)
	idem		0,00265	h·K/kcal	
20	Rezist. termică a stratului limită exterior	R_e	0,00607	K/W	$1/\pi$(12) (14) (11)

Scanned with OKEN Scanner

	idem		0,00706	h·K/kcal	
21	Căderea temp. în stratul limită interior	Δt_i	15	K	(18)·(19)
22	Căderea temp. în stratul limită exterior	Δt_e	40	K	(18)·(2)
23	Temperatura pe fața interioară	$t_{p,i}$	785	°C	(8)—(21)
24	Temperatura pe fața exterioară	$t_{p,e}$	90	°C	(9)+(22)
	c) *Temperatura dintre straturi*				
25	Rezistența termică dintre straturi	$R_{p,1}$	0,0159 0,0186	K/W h·K/kcal	(5)/π(12) (15) (3)
26	Căderea de temperatură în stratul 1	Δt_1	105	K	(18)·(25)
27	Temperatura dintre straturi	$t_{1,2}$	680	°C	(23—(26)
	Verificare				
28	Rezistența termică în stratul 2	$R_{p,2}$	0,090 0,105	K/W h·K/kcal	(6)/π(12) (16) (4)
	idem				
29	Căderea de temperatură în stratul 2	Δt_2	590	K	(18) (28)
30	Temperatura dintre straturi	t_1	680	°C	(24)+(29)

Observație. Diametrele medii logaritmice au fost calculate cu ecuațiile:

$$d_{m,1}=\frac{d_{1,2}-d_i}{2{,}303\lg\frac{d_{1,2}}{d_i}},\qquad d_{m,2}=\frac{d_e-d_{1,2}}{2{,}303\lg\frac{d_e}{d_{1,2}}}$$

18.2.3. Valori aproximative ale coeficienților (parțiali) de transmitere a căldurii

Valoarea coeficientului parțiali de transmitere depinde de factori care se referă: la curgerea fluidului, la proprietățile fluidului și la caracteristicile geometrice ale suprafeței prin care se transmite căldură.

De exemplu, cînd fluidul nu își schimbă starea fizică (cînd absoarbe sau cedează numai căldura sensibilă în timpul procesului de încălzire sau răcire), coeficientul parțial de transmitere este o funcție de formă generală:

$$\alpha=f(c_p,\ \rho,\ \lambda,\ \eta,\ w,\ l_0,\ l_1,\ \ldots) \qquad (18.137)$$

Coeficientul de transmitere variază în același sens cu căldura masică c_p, cu densitatea ρ, cu conductivitatea termică λ și cu viteza w ale

Scanned with OKEN Scanner

fluidului și variază în sens invers cu viscozitatea η și cu mărimea caracteristică transversală l_0 față de direcția de curgere a fluidului (de exemplu, diametrul, pentru conductele circulare). Temperatura nu figurează ca variabilă separată, dar ea influențează toate constantele fizice ale fluidului.

Determinarea mai exactă a coeficienților de transmisie este arătată la 18.2.5. În tabelul 18.6 sînt date cîteva valori aproximative sub forma de valori minime, medii și maxime; dintre acestea alegerea se face prin apreciere, ținînd seama de condițiile favorabile (de exemplu, temperatură mai mare, turbulență) sau nefavorabile care intervin.

Tabelul 18.6

Coeficienți parțiali de transfer termic. Valori aproximative

Fluidul	α[W/(m²·K)] α[kcal/(m²·h·K)]		
	Valori minime	Valori medii	Valori maxime
Aer, gaze de ardere	7—9 6—8	17—50 15—40	70—90 60—80
Țiței, uleiuri, produse petrolifere	50—70 40—60	120—230 100—200	250—700 300—600
Apă	230—700 200—600	930—2 900 800—2 500	4 600—12 000 4 000—10 000
Apă în stare de fierbere	1 200—2 300 1 000—2 000	2 900—8 100 2 500—7 000	9 300—14 000 8 000—12 000
Abur care se condensează	5 800—7 000 5 000—6 000	9 300—18 600 8 000—16 000	21 000—29 000 18 000—25 000

În tabelul 19.1 sînt date cîteva valori orientative pentru coeficientul total de transmitere k, în cazurile curente din tehnică.

18.2.3.1. **Importanța relativă a coeficienților parțiali de transmitere a căldurii.** În majoritatea calculelor, coeficienții parțiali de transmitere servesc pentru determinarea coeficientului total k din ecuație (18.117):

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}} \qquad (18.138)$$

și, prin aceasta, la determinarea căldurii transmise prin conducție+convecție.

Din exemplele care urmează, rezultă importanța relativă — teoretică și practică — a obstacolelor termice reprezentate prin coeficienții α.

Scanned with OKEN Scanner

Exemplul 1. Să se calculeze coeficientul total de transmitere k în cazul unui cazan cu abur.

Transmiterea căldurii se face de la gazele calde de ardere ($\alpha_1=35$ W/m²·K), prin tola de oțel a cazanului ($\delta=0{,}020$ m, $\lambda=50$ W/m·K), la apa în stare de fierbere din interiorul cazanului($\alpha_2=6\,000$ W/m²·K).

Valoarea coeficientului total de transmitere este:

$$k=\frac{1}{\frac{1}{35}+\frac{0{,}020}{50}+\frac{1}{6\,000}}=\frac{1}{0{,}0286+0{,}0004+0{,}0002}=\frac{1}{0{,}0292}=34{,}2\ \text{W/m}^2\cdot\text{K} \qquad (18.139)$$

Se vede importanța determinantă a coeficientului α_1, de valoare mică, al gazelor de ardere, față de ceilalți termeni ai sumei de la numitorul fracției. Influența obstacolelor termice formate din tola cazanului și din stratul limită al apei în stare de fierbere asupra coeficientului k, și deci asupra transmiterii căldurii, este minimă și intră în erorile de apreciere a mărimilor folosite în calcul.

Din aceste considerații rezultă că:

a) transmiterea căldurii nu se ameliorează sensibil prin folosirea unui material superior pentru confecționarea cazanului cu perete de grosime mai mică sau a unui material cu conductivitate termică mai mare și nici intervenind într-un mod oarecare pentru îmbunătățirea transmiterii căldurii de partea apei din cazan (de exemplu mărind viteza sau turbulența apei);

b) o ameliorare a transmiterii căldurii se poate realiza, îmbunătățind coeficientul α_1, de partea gazelor calde, de exemplu mărindu-le viteza, temperatura, presiunea sau turbulența;

c) în calculul coeficientului k, se va da atenție deosebită exactității coeficientului α_1; celelalte mărimi α_2 și λ/δ putînd fi numai evaluate aproximativ sau chiar neglijate.

Exemplul 2. Să se calculeze coeficientul total de transmitere k în cazul unui evaporator de suprafață.

Transmiterea căldurii se face de la aburul care se condensează ($\alpha_1=12\,000$ W/m²·K) prin peretele metalic al condensatorului ($\delta=0{,}010$ m, $\lambda=50$ W/m·K) la lichidul de stare de fierbere ($\alpha_2=6\,000$ W/m²·K).

În acest caz, valoarea coeficientului total de transmitere este:

$$k=\frac{1}{\frac{1}{12\,000}+\frac{0{,}010}{50}+\frac{1}{6\,000}}=\frac{1}{0{,}00008+0{,}00020+0{,}00017}=\frac{1}{0{,}00045}=2{,}220\ \text{W/m}^2\cdot\text{K} \qquad (18.140)$$

Se vede că toți termenii de la numitorul fracției sînt de același ordin de mărime și că deci toate cele trei obstacole termice influențează sensibil valoarea coeficientului k și transmiterea căldurii.

Rezultă că orice micșorare a unuia dintre obstacolele termice produce o îmbunătățire a transmiterii căldurii. De exemplu, dacă țevile condensatorului se fac din cupru ($\lambda=90$ W/m²·K) cu peretele de 2 mm grosime ($\delta=0{,}002$ m), valoarea coeficientului total de transmitere devine:

$$k=\frac{1}{\frac{1}{12\,000}+\frac{0{,}002}{90}+\frac{1}{6\,000}}=\frac{1}{0{,}00008+0{,}00002+0{,}00017}=\frac{1}{0{,}00027}=3\,704\ \text{W/m}^2\cdot\text{K} \qquad (18.141)$$

Prin aceasta diminuare a unuia dintre obstacolele termice, valoarea coeficientului total de transmitere și deci și căldura termică, au crescut cu aproape 70%.

Scanned with OKEN Scanner

18.2.4. Similitudine termică și analiză dimensională

Determinarea coeficienților parțiali de transmitere este o parte dificilă din teoria transmiterii căldurii. Dificultatea constă în găsirea unei relații care să țină seamă de numeroșii factori ce intervin în transmiterea căldurii de la un fluid la un perete solid.

Acești factori sînt:

— factori care se referă la natura fluidului, adică la constantele fizice — în special termice și hidrodinamice: căldura masică, densitatea, conductivitatea termică, viscozitatea ș.a.;

— factori care se referă la curgerea fluidului: viteza și repartizarea cîmpului de viteze și mase fluidului;

— factori care se referă la fața peretelui în contact cu fluidul: formă geometrică, poziție, dimensiuni, asperități, impurități.

Prin metodele matematice obișnuite nu s-a ajuns pînă acum la relații cu care să se poată determina valoarea coeficientului de transmitere într-un caz dat. Pe de altă parte, nu este posibil nici să se recurgă de fiecare dată la determinări experimentale.

Soluția este găsirea unei metode de corelare, cu ajutorul căreia să se generalizeze rezultatele experimentale. Există acum astfel de metode, fundamentate pe teoria similitudinii și analizei dimensionale, care servesc:

— pentru determinarea variabilelor de care trebuie să se țină seamă la experimentare;

— pentru fixarea numărului minim de variabile;

— pentru interpretarea rezultatelor experimentale;

— pentru deducerea ecuațiilor de calcul al coeficienților.

Noțiunile de bază ale teoriei similitudinii și ale analizei dimensionale au fost arătate în capitolul 1, vol. I.

18.2.4.1. **Similitudinea transmiterii căldurii în regim staționar.** Similitudinea transmiterii căldurii prin conducție și convecție de la un fluid la un perete, în regim staționar, implică satisfacerea simultană a condițiilor de

— similitudine geometrică;

— similitudine dinamică (de curgere);

— similitudine termică.

Similitudinea geometrică este caracterizată prin rapoartele (simplexe) invariante; în sisteme geometrice similare:

$$\frac{l_1}{l_0}; \frac{l_2}{l_0} \ldots$$

ale dimensiunilor sistemului față de una din ele, caracteristică, și — în plus — prin egalitatea unghiurilor corespunzătoare.

Similitudinea de curgere a fost cercetată în capitolul 8, cu rezultatul unei relații generale între criteriile de similitudine *Froude* (Fr), *Euler* (Eu) și *Reynolds* (Re):

$$f(\mathrm{Fr}, \mathrm{Eu}, \mathrm{Re}) = 0 \qquad (18.142)$$

Similitudinea termică trebuie să țină seamă de cele trei ecuații principale ale transmiterii prin conducție și convecție:

Scanned with OKEN Scanner

a) *Ecuația Fourier-Kirchhoff* care se referă la transmiterea căldurii înăuntrul masei principale de fluid. Considerînd pentru simplificare, că fluidul se mișcă numai în direcția x, ecuația (18.111) devine:

$$c_p w \rho \frac{dt}{dx} = \lambda \frac{d^2t}{dx^2} \tag{18.143}$$

Partea din stînga ecuației reprezintă căldura transmisă prin convecție, iar partea din dreapta ecuației, căldura transmisă prin conducție.

b) *Legea lui Fourier* (18.10) pentru transmiterea căldurii prin conducție, valabilă pentru porțiunea stratului limită din imediata vecinătate a peretelui unde curgerea fiind laminară, transmiterea căldurii, în direcția perpendiculară la perete se face practic numai prin conducție:

$$dQ = -\lambda \frac{dt}{dx} dA \tag{18.144}$$

c) *Ecuația lui Newton*, prin care se definește coeficientul (parțial) α de transmitere a căldurii

$$dQ = \alpha(t_f - t_p)dA \tag{18.145}$$

în care t_f este temperatura fluidului, iar t_p temperatura feței peretelui.

Criteriile de similitudine termică. Din cele trei ecuații de mai sus se obțin criteriile de similitudine termică.

a) *Criteriul lui Péclet.* Două fenomene, termic similare, trebuie să aibă același raport între căldura transmisă prin convecție și cea transmisă prin conducție, adică:

$$\frac{\text{Căldura transmisă prin convecție și conducție}}{\text{Căldură transmisă prin conducție}} = \text{idem} \tag{18.146}$$

Pentru considerații de similitudine, ecuația (18.143) se poate scrie[1]:

$$c_p w \rho \frac{t}{l} = \lambda \frac{t}{l^2} \tag{18.147}$$

unde l este o lungime caracteristică pentru direcția în care se face transmiterea căldurii.

Raportul (18.146) devine:

$$\frac{c_p w \rho \dfrac{t}{l}}{\lambda \dfrac{t}{l^2}} = \frac{c_p w \rho l}{\lambda} = \frac{wl}{\dfrac{\lambda}{c_p \rho}} = \frac{wl}{a} \tag{18.148}$$

Complexul wl/a se numește criteriul lui Péclet și se notează:

$$\frac{wl}{a} = \text{Pe} \tag{18.149}$$

b) *Criteriul lui Nusselt.* Din ecuațiile (18.144) și (18.145) rezultă:

$$-\lambda \frac{dt}{dx} = \alpha(t_f - t_p) \tag{18.150}$$

[1] Derivatele de ordinul n, de forma $d^n y/dx^n$ au dimensiunile raportului y/x^n.

Scanned with OKEN Scanner

care, pentru considerații de similitudine se poate scrie în forma:

$$\lambda \frac{t}{l} = \alpha t \tag{18.151}$$

Împărțind și aici între ei cei doi termeni ai ecuației, se obține:

$$\frac{\alpha t}{\lambda \frac{t}{l}} = \frac{\alpha l}{\lambda} \tag{18.152}$$

Complexul $\alpha l/\lambda$ se numește criteriul lui *Nusselt* și se notează:

$$\frac{\alpha l}{\lambda} = \mathrm{Nu} \tag{18.153}$$

Similitudinea totală. Similitudinea totală a transmiterii căldurii de la un fluid la un perete se caracterizează prin valorile egale ale criteriilor de similitudine geometrică, ale celor de similitudine hidraulică și ale celor de similitudine termică pentru sistemele similare. Cu alte cuvinte, aceste criterii de similitudine descriu, printr-o relație între ele, fenomenul transmiterii căldurii de la fluid la perete, ele permit extinderea rezultatelor experimentale la sisteme similare.

Forma relației generale între criteriile de similitudine pentru transmiterea căldurii de la un fluid la perete este:

$$f\left(\mathrm{Fr}, \mathrm{Eu}, \mathrm{Re}, \mathrm{Pe}, \mathrm{Nu}, \frac{l_1}{l_0}, \frac{l_2}{l_0}, \ldots\right) = 0 \tag{18.154}$$

Prin considerații asupra criteriilor de similitudine și prin combinații între ele, ecuația (18.154) poate fi simplificată și adoptată unor cazuri particulare.

— În conducte, pierderea de presiune se calculează cu ecuația:

$$\Delta p = [f_1(\mathrm{Re})] \frac{l}{d} \frac{w^2}{2} \rho \tag{18.155}$$

de unde,

$$\frac{\Delta p}{\rho w^2} = \mathrm{Eu} = [f_1(\mathrm{Re})] \frac{l}{2d} \tag{18.156}$$

însemnînd că criteriul lui *Euler* este, în acest caz, o funcție de criteriul lui *Reynolds* și de un simplex de similitudine geometrică (l/d). Rezultă deci că satisfacerea criteriului lui *Reynolds* și a similitudinii geometrice implică și satisfacerea criteriului lui *Euler*.

Se preferă să se înlocuiască criteriul lui *Péclet* prin criteriul lui *Prandtl*, definit prin:

$$\mathrm{Pr} = \frac{\mathrm{Pe}}{\mathrm{Re}} = \frac{\frac{wl}{a}}{\frac{wl}{\upsilon}} = \frac{\upsilon}{a} = \frac{\frac{\eta}{\rho}}{\frac{\lambda}{c_p \rho}} = \frac{c_p \eta}{\lambda} \tag{18.157}$$

Importanța criteriului lui Prandtl reiese și din faptul că el conține numai constante fizice (căldura masică c_p, viscozitatea η și conductivitatea termică λ) ale fluidului prin care se transmite căldura la perete.

Scanned with OKEN Scanner

— Așa cum s-a arătat la 8.3.7.1, vol. I, criteriul lui *Froude* derivă din raportul între energia potențială (de înălțime) și energia cinetică. Pentru convecția forțată în regim turbulent, acest criteriu nu este important și deci poate fi omis din ecuația generală.

— Pentru convecția naturală, cînd deplasarea fluidului (și deci transportul căldurii) se face sub influența diferenței de densitate a fluidului la temperaturi diferite, criteriul lui Froude nu mai poate fi desconsiderat. Se preferă ca el să fie înlocuit cu criteriul lui *Grashof*, care descrie mai bine similitudinea hidraulică în convecție liberă.

Criteriul lui Grashof este definit de ecuația

$$\mathrm{Gr}=\mathrm{Fr}(\mathrm{Re})^2\beta\Delta t=\frac{gl}{w^2}\left(\frac{wl\rho}{\eta}\right)^2\beta\Delta t \tag{18.158}$$

sau

$$\mathrm{Gr}=gl^3\left(\frac{\rho}{\eta}\right)^2\beta\Delta t \tag{18.159}$$

Produsul adimensional $\beta\Delta t$, între coeficientul de dilatare cubică β și diferența de temperatură, exprimă cauza care produce deplasarea liberă a fluidului.

Forme generale și particulare ale ecuației criteriale pentru transmiterea căldurii de la un fluid la un perete. Pe baza considerațiilor precedente, asupra criteriilor de similitudine, rezultă următoarele forme generale ale ecuației criteriale pentru transmiterea căldurii de la un fluid la un perete.

Forma generală:

$$\mathrm{Nu}=f\left(\mathrm{Re},\ \mathrm{Pr},\ \mathrm{Gr},\ \frac{l_1}{l_0}\ \ \frac{l_2}{l_0},\ \ldots\right) \tag{18.160}$$

Pentru convecția forțată:

$$\mathrm{Nu}=f\left(\mathrm{Re},\ \mathrm{Pr},\ \frac{l_1}{l_0},\ \frac{l_2}{l_0},\ \ldots\right) \tag{18.161}$$

Pentru convecția liberă:

$$\mathrm{Nu}=f\left(\mathrm{Pr},\ \mathrm{Gr},\ \frac{l_1}{l_0},\ \frac{l_2}{l_0},\ \ldots\right) \tag{18.162}$$

Pentru convecția forțată a gazelor:

$$\mathrm{Nu}=f\left(\mathrm{Re},\ \frac{l_1}{l_0},\ \frac{l_2}{l_0},\ \ldots\right) \tag{18.163}$$

Pentru convecția liberă a gazelor:

$$\mathrm{Nu}=f\left(\mathrm{Gr},\ \frac{l_1}{l_0},\ \frac{l_2}{l_0},\ \ldots\right) \tag{18.164}$$

Ultimele două ecuații rezultă din cele două precedente pe baza constatării că, pentru gaze cu același număr de atomi în moleculă, numărul lui Prandtl este practic o constantă:

— pentru gaze monoatomice: $\mathrm{Pr}=0{,}67$
— pentru gaze biatomice: $\mathrm{Pr}=0{,}74$

Scanned with OKEN Scanner

— pentru gaze triatomice: $Pr = 0{,}80$
— pentru gaze tetraatomice: $Pr = 1{,}00$

18.2.4.2. **Analiza dimensională.** Ecuațiile (18.160)—(18.164) se deduc și cu ajutorul considerațiilor de analiză dimensională, ca aplicație a teoremei π (v. cap. 1, vol. I).

În acest mod va fi tratată, ca exemplu, transmiterea căldurii de la un fluid la peretele interior al unor conducte, în convecție forțată.

Din examinarea calitativă a fenomenului, se deduce dependența lui α de următoarele variabile:

Variabila	*Simbol*	*Formula densională*
Coeficientul (parțial) de transfer	α	$M\,T^{-3}\,\theta^{-1}$
Căldura masică a fluidului	c_p	$L^{-2}\,T^{-2}\,\theta^{-1}$
Densitatea fluidului	ρ	L
Conductivitatea termică a fluidului	λ	$M\,L^{-1}\,T^{-3}\,\theta^{-1}$
Viscozitatea fluidului	η	$M\,L^{-3}\,T^{-1}$
Viteza fluidului în conductă	w	$M\,L\,T^{-1}$
Diametrul conductei	d	L

Temperatura nu apare ca variabilă independentă; ea influențează însă toate proprietățile fluidului.

Fiind șapte variabile ($m=7$) și patru mărimi fundamentale ($n=4$) care intervin (fenomen termic), rezultă (v. cap. I) că ecuația căutată va avea $m-n=3$ grupuri adimensionale π; va avea deci forma:

$$f(\pi_1, \pi_2, \pi_3)=0 \tag{18.165}$$

Pentru formarea grupurilor adimensionale, se aleg $n=4$ variabile comune, de exemplu — λ, η, w, d — la care se adaugă apoi cîte una dintre variabilele rămase.

a) *Criteriul Nusselt.* Produsul π_1 cuprinde variabilele: λ, η, w, d, α.

Se caută valorile exponenților A, B, C, D, E pentru care grupul:

$$\pi_1=\lambda^A\eta^B w^C d^D\alpha^E \tag{18.166}$$

este adimensional.

Omogenitatea dimensională rezultă din relația:

$$[\pi_1]=(MLT^{-3}\theta^{-1})^A(ML^{-1}T^{-1})^B(LT^{-1})^C L^{-D}(MT^{-3}\theta^{-1})^E \tag{18.167}$$

sau

$$[\pi_1]=M^{A+B+E}L^{A-B+C+E}T^{-3A-B-C-3E}\theta^{-A-E} \tag{18.168}$$

Pentru ca grupul π_1 să fie adimensional, este necesar și suficient ca dimensiunile, adică exponenții fiecărei mărimi fundamentale M, L, T, θ să fie nuli; rezultă următoarele condiții:

$$\left.\begin{aligned} A+B+E&=0\\ A-B+C+E&=0\\ 3A+B+C+3E&=0\\ A+E&=0 \end{aligned}\right\} \tag{18.169}$$

Scanned with OKEN Scanner

Sistemul acestor patru ecuații cu cinci necunoscute se rezolvă dînd uneia dintre ele o valoare arbitrară; cu $A=-1$, se obține:

$$B=0 \qquad C=0 \qquad D=1 \qquad E=1$$

Cu aceste valori ale exponenților, grupul π_1 devine:

$$\pi_1=\lambda^{-1}\eta^0 w^0 d\alpha=\frac{\alpha d}{\lambda} \tag{18.170}$$

sau

$$\pi_1=\mathrm{Nu} \tag{18.171}$$

b) *Criteriul Prandtl.* Produsul π_2 cuprinde variabilele λ, η, w, d, c_p. Procedînd în același mod se obține:

$$\pi_2=\lambda^{A'}\eta^{B'}w^{C'}d^{D'}c_p^{E'} \tag{18.172}$$

$$[\pi_2]=(\mathrm{MLT^{-3}\theta^{-1}})^{A'}(\mathrm{ML^{-1}T^{-1}})^{B'}(\mathrm{LT^{-1}})^{C'}\mathrm{L}^{D'}(\mathrm{L^2T^{-2}\theta^{-1}})^{E'} \tag{18.173}$$

$$[\pi_2]=\mathrm{M}^{A'+B'}\mathrm{L}^{A'-B'+C'+D'+2E'}\mathrm{T}^{-3A'-B'-C'-2E'}\theta^{-A'-E'} \tag{18.174}$$

$$\left.\begin{aligned} A'+B'&=0\\ A'-B'+C'+D'+2E'&=0\\ 3A'+B'+C'+2E'&=0\\ A'+E'&=0 \end{aligned}\right\} \tag{18.175}$$

Punînd arbitrar $A'=-1$ rezultă valorile celorlalți exponenți:

$$B'=1 \qquad C'=0 \qquad D'=0 \qquad E'=1$$

$$\pi_2=\lambda^{-1}\eta w^0 d^0 c_p=\frac{c_p\eta}{\lambda} \tag{18.176}$$

$$\pi_2=\mathrm{Pr} \tag{18.177}$$

c) *Criteriul Reynolds.* Produsul π_3 este format din variabilele λ, η, w, d, ρ:

$$\pi_3=\lambda^{A''}\eta^{B'}w^{C''}d^{D''}\rho^{E''} \tag{18.178}$$

$$[\pi_3]=(\mathrm{MLT^{-3}\theta^{-1}})^{A''}(\mathrm{ML^{-1}T^{-1}})^{B''}(\mathrm{LT^{-1}})^{C''}\mathrm{L}^{D''}(\mathrm{ML^{-3}})^{E''} \tag{18.179}$$

$$[\pi_3]=\mathrm{M}^{A''+B''+E''}\mathrm{L}^{A''-B''+C''+D''-3E''}\mathrm{T}^{-3A''-B''-C''}\theta^{-3A''} \tag{18.180}$$

$$\left.\begin{aligned} A''+B''+E''&=0\\ A'-B''+C''+D''-3E''&=0\\ -3A-B'-C''&=0\\ A''&=0 \end{aligned}\right\} \tag{18.181}$$

Rezolvînd, cu valoarea arbitrară $B''=-1$, rezultă:

$$A''=0 \qquad C''-1 \qquad D''=1 \qquad E''=1$$

$$\pi_3=\lambda^0\eta^{-1}wd\rho=\frac{wd\rho}{\eta} \tag{18.182}$$

$$\pi_3=\mathrm{Re} \tag{18.183}$$

Scanned with OKEN Scanner

Cu altă grupare a variabilelor sau alte valori arbitrare date unor exponenți, se obțin alte grupuri π, din care, prin diferite combinații (produse, rapoarte), se poate ajunge la grupurile clasice de mai sus.

Ecuația (18.165) devine:

$$f(\mathrm{Nu}, \mathrm{Pr}, \mathrm{Re})=0 \tag{18.184}$$

identică (cu excepția raporturilor simplex l_1/l_0, l_2/l_0, ... dovedite aici ca neimportante) cu ecuația (18.161), obținută prin considerații de similitudine.

18.2.5. Determinarea coeficienților parțiali de transmitere a căldurii

Cu excepția cîtorva formule empirice și a evaluărilor aproximative (cum sînt cele din tabelul 18.6), valorile coeficienților α se determină cu ajutorul ecuațiilor criteriale rezultate din aplicarea teoriei similitudinii [ecuațiile (18.160)—(18.166)] sau din considerații de analiză dimensională.

Ecuațiile criteriale generale nu pot fi folosite pentru determinarea coeficienților α. Ele pot fi aplicate în forma unor produse de criterii fiecare ridicat la o putere, de exemplu:

$$\mathrm{Nu}=c(\mathrm{Re})^m(\mathrm{Pr})^n\left(\frac{l}{l_0}\right)^p \tag{18.185}$$

Prin această precizare, domeniul de valabilitate al ecuației se restrînge. Valorile constantei c și ale exponenților m, n, p cum și domeniul de valabilitate al acestor valori se determină experimental.

Notații principale (alte notații sînt explicate în text):

$a=\lambda/c_p\rho$ este difuzivitatea termică;
c — constantă;
c_p — căldura masică la presiune constantă;
d — diametrul conductei;
g — accelerația gravitațională;
l — lungimea țevii;
l_0 — dimensiunea caracteristică, transversală pe direcția de curgere a fludului; pentru conducte circulare $l_0=d$;
q — solicitarea termică a suprafeței=fluxul termic (căldura transmisă prin unitatea de arie și unitatea de timp);
r — căldura de vaporizare;
t — temperatura;
w — viteza fluidului;
T — temperatura absolută;
α — coeficientul (parțial) de transfer termic;
β — coeficientul de dilatația cubică;
γ — greutatea specifică;
λ — conductivitatea termică;
η — viscozitatea;
$\nu=\eta/\rho$ — viscozitatea cinematică;
ρ — densitatea;
Δt — diferența de temperatură;

Scanned with OKEN Scanner

$Gr=gl_0^3\rho^2\beta\Delta t/\eta^2$ — numărul lui Grashof;
$Nu=\alpha l_0/\lambda$ — numărul lui Nusselt;
$Pe=wl_0/a$ — numărul lui Péclet;
$Pr=Pe/Re=\nu/a=\eta c_p/\lambda$ — numărul lui Prandtl;
$Re=wl_0/\nu=wl_0\rho/\eta$ — numărul lui Reynolds.

Observații.

— Cînd nu se menționează altfel, constantele fizice ale fluidelor, se iau temperatura medie logaritmică între temperatura fluidului și temperatura feței peretelui.

— Pentru calculul coeficientului (parțial) de transmitere α sînt date aproape numai ecuații criteriale (formate din factori adimensionali: numerele Pe, Re, Gr, Nu și un raport de lungimi). Se obține valoarea numărului lui Nusselt din care se deduce valoarea lui α din relația:

$$\alpha=\mathrm{Nu}\,\frac{\lambda}{l_0} \tag{18.186}$$

— Ecuațiile criteriale sînt valabile în oricare sistem coerent de unități. Este necesar să se verifice, de fiecare dată, din punct de vedere dimensional și al unităților, grupul de mărimi care constituie un factor adimensional. Se fac greșeli cînd unele mărimi se referă la kilogramul forță și altele la kilogramul masă, sau cînd unele mărimi se referă la timpul exprimat în secunde iar altele la timpul exprimat în minute sau ore.

— La toate ecuațiile cu coeficienți dimensionali este necesar să fie indicate unitățile lor.

Pentru sistematizarea expunerii, ecuațiile care servesc pentru determinarea coeficienților parțiali de transfer α vor fi împărțite în patru grupe, referitoare la:

— fluide în convecție forțată;
— fluide în convecție liberă (naturală);
— condensare și fierbere;
— transfer termic cu contact direct între fluide.

18.2.5.1. **Fluide în convecție forțată.** Se aplică ecuația (18.161) în forma:

$$\mathrm{Nu}=c(\mathrm{Re})^m(\mathrm{Pr})^n\left(\frac{l}{l_0}\right)^p \tag{18.187}$$

sau, pentru gaze în convecție forțată, ecuația:

$$\mathrm{Nu}=c(\mathrm{Re})^m\left(\frac{l}{l_0}\right)^p \tag{18.188}$$

Sînt folosite și următoarele ecuații cu aplicații limitate:

Pentru fluide în curgere laminară prin țevi. Se aplică una dintre următoarele ecuații:

$$\mathrm{Nu}=1{,}75\ (\mathrm{Pe})^{1/3}\left(\frac{d}{l}\right)^{1,3} \tag{18.189}$$

valabilă cînd $\mathrm{Pe}>10$; valorile constantelor fizice se iau la temperatura medie aritmetică între temperaturile fluidului la capetele țevii.

Scanned with OKEN Scanner

— Rezultatele experimentate sînt mai bine verificate de formula lui *Hansen:*

$$\mathrm{Nu}=3{,}65+\frac{0{,}0668\,B}{1+0{,}045\,B^{2/3}} \tag{18.190}$$

în care $$B=(\mathrm{Re})(\mathrm{Pr})\left(\frac{d}{l}\right).$$

— Pentru lichide vîscoase în curgere laminară, ecuația (18.191) recomandată de *McAdams*, dă rezultate bune:

$$\mathrm{Nu}=1{,}86(\mathrm{Re})^{1/3}(\mathrm{Pr})^{1(3}\left(\frac{d}{l}\right)^{1/3}\left(\frac{\eta}{\eta_p}\right)^{1,14} \tag{18.191}$$

în care:

η este viscozitatea lichidului la temperatura lui medie;

η_p — viscozitatea lichidului la temperatura peretelui țevii.

Ecuația a rezultat din corelarea datelor experimentale obținute în următoarele condiții: $\mathrm{Re}<2\,100$, diametrul țevii între 0,01 și 0,063 m, lungimea țevii între 1,0 și 3,5 m, raportul η/η_p între 0,004 și 0,14; formula este indicată pînă la viscozități de cinci ori mai mari decît viscozitatea apei.

Pentru fluide în curgere turbulentă prin interiorul țevilor circulare drepte și lungi. Prin țevi lungi se înțeleg țevile cu $l/d>100$ pentru care sînt folosite formulele:

a) *Pentru gaze și lichide:*

$$\mathrm{Nu}=0{,}032(\mathrm{Re})^{0,8}(\mathrm{Pr})^{0,37}\left(\frac{l}{d}\right)^{-0{,}054} \tag{18.192}$$

Din cauza exponentului mic, influența simplexului (l/d) este neglijabilă. Luînd $l/d=200$, ecuația (18.192) devine:

$$\mathrm{Nu}=0{,}024(\mathrm{Re})^{0,8}(\mathrm{Pr})^{0,37} \tag{18.193}$$

din care se deduce explicit valoarea coeficientului parțial de transfer termic:

$$\alpha=0{,}024\,\frac{(w\rho)^{0,8}\lambda^{0,63}c_p^{0,37}}{d^{0,2}\eta^{0,43}} \tag{18.194}$$

Ecuațiile (18.192) și (18.193) se aplică în condițiile:

$$10\,000<\mathrm{Re}<90\,000 \qquad \text{și} \qquad 0{,}7<\mathrm{Pr}<370.$$

b) *Pentru răcirea gazelor,* în locul formulelor (18.192) — (18.194) sînt preferabile formulele:

$$\mathrm{Nu}=0{,}032(\mathrm{Re})^{0,8}(\mathrm{Pr})^{0,30}\left(\frac{l}{d}\right)^{-0{,}054} \tag{18.195}$$

$$\mathrm{Nu}=0{,}024(\mathrm{Re})^{0,8}(\mathrm{Pr})^{0,30} \tag{18.196}$$

$$\alpha=0{,}024\,\frac{(w\rho)^{0,8}\lambda^{0,7}c_p^{0,3}}{d^{0,2}\eta^{0,6}} \tag{18.197}$$

aplicabile în intervalul $10\,000<\mathrm{Re}<500\,000$.

Scanned with OKEN Scanner

c) *Pentru lichide vîscoase,* rezultate bune se obțin cu formula Sieder și Tate:

$$Nu=0{,}027(Re)^{0,8}(Pr)^{1/3}\left(\frac{\eta}{\eta_r}\right)^{0,14} \tag{18.198}$$

Uneori se folosește coeficientul 0,023.

Pentru notațiile η și η_p v. pag. 229.

d) *Pentru apă* sînt recomandate ecuațiile:

$$\alpha=1\,332(1+0{,}0156\ t_m)\frac{w^{0,8}}{d^{0,2}} \tag{18.199}$$

$$\alpha=1\,755(1+0{,}015\ t'_m)\frac{w^{0,87}}{d^{0,13}} \tag{18.200}$$

în care:

$t_m=(t_0+t_p/2$;

$t'_m=0{,}9\ t_0+0{,}1\ t_p$;

t_a este temperatura apei în țeavă;

t_p — temperatura apei pe fața interioară a peretelui țevii;

α — coeficientul parțial de transfer termic, în kcal/(m·h·K);

w — viteza fluidului, în m/s;

d — diametrul conductei, în m.

Pentru țevi scurte ($l/d<100$). În acest caz se ține seamă de influența mai mare a capetelor, înmulțind valoarea α, rezultată din formulele (18.192)—(18.200) cu factorul de corecție b din tabelul 18.7.

Tabelul 18.7

Factorul de corecție b

l/d	5	10	20	50	100
b	1,32	1,20	1,12	1,07	1,00

Pentru țevi curbe. De exemplu, pentru serpentine se aplică formula:

$$\alpha_c=\alpha\left(1+1{,}77\frac{d}{r_c}\right) \tag{18.201}$$

în care:

α_c este coeficientul (parțial) de transmitere pentru țeava curbă;

α — coeficientul (parțial) de transfer pentru aceeași țeavă însă dreaptă;

r_c — raza de curbură, între centrul de curbură și axa țevii.

Pentru țevi și spații cu secțiune necirculară. Se folosesc formulele precedente, în care se înlocuiește diametrul secțiunii circulare cu diametrul echivalent, definit de ecuația (v. 8.3, 8.2 b, vol. I):

$$d_{ec}=4\frac{A}{P}=4\ r_h \tag{18.202}$$

Scanned with OKEN Scanner

în care:

d_{ec} este diametrul echivalent al secțiunii;
A — aria secțiunii prin care curge fluidul;
P — perimetrul prin care se transmite căldura; nu se includ porțiunile izolate termic;
$r_h = A/P$ — raza hidraulică.

Pentru gaze în tuburi cu umplutură. De exemplu, pentru tuburile cu granule de catalizator, de absorbant etc., coeficientul (parțial) de transfer se calculează cu ajutorul tabelului 18.8.

Tabelul 18.8

Relația între α_u/α și d_u/d

d_u/d	0,05	0,10	0,15	0,20	0,30
α_u/α	5,5	7,0	7,8	7,5	6,6

Notațiile din tabelul 18.8 au următoarele semnificații:

d_n este diametrul nominal al granulelor umpluturii;
d — diametrul tubului;
α_u — coeficientul de transfer de la gaz la fața interioară a tubului cu umplutură;
α — coeficientul de transfer de la gaz la peretele unui tub gol (fără umplutură), cu diametrul de 0,025 m și avînd viteza masei ($w\rho$) egală cu cea din tubul cu umplutură, considerat gol.

Maximul raportului α_u/α corespunde la $d_u/d = 0{,}15$, arătînd că cel mai bun transfer termic într-un tub cu umplutură este atunci cînd diametrul umpluturii d_u este de șapte ori mai mic decît diametrul tubului.

Valorile experimentale ale coeficientului de transfer α, între peretele unei țevi și umplutura din interior, prin care trece un gaz, sînt corelate de ecuațiile lui *Leva:*

— pentru încălzirea țevii:

$$Nu' = 0{,}125\ (Re')^{0,75} \text{ pentru } 0{,}35 < \frac{d_p}{d_t} < 0{,}60 \qquad (18.203)$$

$$Nu = \frac{0{,}813}{e^{6 d_p/d_t}}\ (Re')^{0,9} \text{ pentru } 0{,}08 < \frac{d_p}{d_t} < 0{,}27 \qquad (18.204)$$

— pentru răcirea țevii;

$$Nu = \frac{3{,}50}{e^{4{,}6 d_p/d_t}}\ (Re')^{0,7} \text{ pentru } 250 < Re' < 3\,000 \qquad (18.205)$$

sau de ecuațiile lui *Chu* și *Storrow*:

$$Nu = 0{,}134\ (Re')^{1,17} \left(\frac{d_p}{d_t}\right)^{-1,13} \left(\frac{l}{d_p}\right)^{-0,9} \text{ pentru } Re < 1\,600 \qquad (18.206)$$

$$Nu = 15\ (Re')^{m} \left(\frac{d_p}{d_t}\right)^{0,90} \left(\frac{l}{d_t}\right)^{-4,82} \qquad (18.207)$$

Scanned with OKEN Scanner

În relațiile (18.203)—(18.207), notațiile au următoarele semnificații:

$Nu = \alpha d_c/\lambda_g$ — numărul lui Nusselt;
$Nu' = \alpha d_p/\lambda_g$ — numărul lui Nusselt modificat;
$Re = wd_c\rho/\eta$ — numărul lui Reynolds;
$Re' = wd_p\rho/\eta$ — numărul lui Reynolds modificat;
d_t — diametrul țevii;
d_p — diametrul umpluturii;
l — lungimea țevii;
λ_g — conductivitatea termică a gazului;
ρ — densitatea gazului;
η — viscozitatea gazului;
w — viteza gazului (considerată în tubul fără umplutură).

Pentru lichide în tuburi cu umplutură, se aplică formula:

$$Nu = c(Re)^m (Pr)^{0,31} \qquad (18.208)$$

Valorile coeficientului c și ale exponentului m sînt date în tabelul 18.9, în funcție de Re.

Tabelul 18.9

Valorile lui c și m din ecuația (18.208)

Re	10^2— —$5\cdot10^3$	10^3— —$5\cdot10^4$	peste 10^4
c	0,652	0,218	0,0254
m	0,47	0,60	0,80

Tot pentru lichide se recomandă formula lui *Davis:*

$$Nu = 0,86\ (Re)^{0,43}(Pr)^{0,3} \qquad (18.209)$$

valabilă în intervalul $0,1 < Re < 200$.

Pentru fluide curgînd perpendicular pe un fascicul de țevi. În fig. 18.11 sînt arătate cele două aranjamente, mai răspîndite ale țevilor în

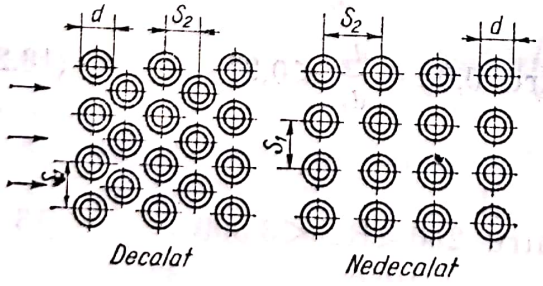


Fig. 18.11. Dispunerea țevilor într-un fascicul.

fascicul: în rînduri decalate (în triunghi sau în hexagon) și în rînduri nedecalate (în pătrat sau în dreptunghi).

— Pentru fluide curgînd perpendicular pe un fascicul din zece rînduri de țevi și cînd $Re > 2\,000$, *Colburn* propune formula:

$$Nu = c(Re)^{0,6}(Pr)^{1/3} \qquad (18.210)$$

în care:

$c=0{,}33$ pentru țevi decalate și

$c=0{,}26$ pentru țevi nedecalate.

În ecuația (18.210), viteza în numărul Reynolds se consideră viteza în secțiunea maximă dintre două țevi vecine.

— Pentru un fascicul format dintr-un număr mai mic de țevi se aplică rezultatul formulei (18.210), cu coeficientul de corecție β din tabelul 18.10.

Tabelul 18.10

Coeficientul de corecție β pentru 2—10 rînduri de țevi

Numărul rîndurilor		2	3	4	5	6	7	8	9	10
β	decalate	0,73	0,82	0,88	0,91	0,94	0,96	0,98	0,99	1,10
	nedecalate	0,80	0,87	0,90	0,92	0,94	0,96	0,98	0,99	1,00

— Pentru aer și gaze biatomice numeroasele rezultate experimentale sînt corelate de formula generală:

$$\mathrm{Nu}=b(\mathrm{Re}_m)^n \qquad (18.211)$$

în care:

$\mathrm{Re}_m=v_m\,d/\nu$ este numărul lui Reynolds calculat cu $w=w_m$;

w_m — viteza maximă a fluidului=viteza fluidului în secțiunea minimă (dintre două țevi vecine), în m/s.

Coeficientul b și exponentul n, din ecuația (18.211) variază cu aranjamentul țevilor și cu relațiile geometrice ale fasciculului; pentru un fascicul cu zece rînduri de țevi, valorile lui b și n sînt date în tabelul 18.11. Pentru fascicule cu un număr mai mic de țevi, se aplică coeficientul de corecție din tabelul 18.10.

Tabelul 18.11

Valorile lui b și n din ecuația (18.211) (după Grimison)

	S_1/d	$S_2/d=1{,}25$		$S_2/d=1{,}50$		$S_2/d=2$		$S_2/d=3$	
		b	n	b	n	b	n	b	n
Decalat	0,600	—	—	—	—	—	—	0,213	0,636
	0,900	—	—	—	—	0,446	0,571	0,401	0,581
	1,000	—	—	0,497	0,558	—	—	—	—
	1,125	—	—	—	—	0,478	0,565	0,518	0,560
	1,250	0,518	0,556	0,505	0,554	0,519	0,556	0,522	0,562
	1,500	0,451	0,568	0,460	0,562	0,452	0,568	0,488	0,568
	2,000	0,404	0,572	0,416	0,568	0,482	0,556	0,419	0,570
	3,000	0,310	0,592	0,356	0,580	0,440	0,562	0,421	0,574
Nedecalat	1,250	0,348	0,592	0,275	0,608	0,100	0,704	0,0633	0,752
	1,500	0,367	0,586	0,250	0,620	0,101	0,702	0,0678	0,744
	2,000	0,418	0,570	0,299	0,602	0,229	0,632	0,198	0,648
	3,000	0,290	0,601	0,357	0,584	0,374	0,581	0,286	0,608

Scanned with OKEN Scanner

Cînd există șicane perpendiculare pe fasciculul de țevi, ca la schimbătoarele tubulare (fig. 20.8), se scade 40% din valoarea lui α calculat pentru fasciculul fără șicane.

Gaze curgînd oblic pe un fascicul de țevi. Cînd direcția de curgere a gazului face unghiul φ cu axa țevilor, coeficientul de transfer termic se obține înmulțind valoarea lui α pentru curgerea perpendiculară pe țevi cu un factor ω dat de tabelul 18.12 în funcție de unghiul φ.

Tabelul 18.12

Valorile coeficientului ω în funcție de φ

φ	10°	20°	30°	40°	50°	60°	70°	80°	90°
ω	0,42	0,52	0,67	0,78	0,88	0,94	0,98	1,00	1,00

Fluide curgînd în lungul unui perete sau între doi pereți. Se aplică formulele pentru curgerea fluidului în interiorul conductelor, înlocuind diametrul conductei cu diametrul echivalent (v. 8.3.8.2. b, vol. I) al secțiunii prin care curge fluidul.

Pentru gaze este indicată și formula:

$$\mathrm{Nu}=0{,}044\ (\mathrm{Pe})^{0,77}\frac{T_p}{T_g} \qquad (18.212)$$

În Nu și Re, lungimea caracteristică este lungimea peretelui în sensul parcurs de gaz. Conductivitatea termică și viscozitatea gazului se consideră la temperatura feței peretelui. T_p este temperatura absolută a feței peretelui iar T_g temperatura absolută a gazului.

Lichide în recipiente cu agitator. Calculul încălzirii sau răcirii lichidului într-un recipient prevăzut cu agitare se face cu ajutorul ecuației generale:

$$\mathrm{Nu}=c(\mathrm{Re})^m(\mathrm{Pr})^n\left(\frac{\eta}{\eta_r}\right)^{0,16} \qquad (18.213)$$

în care:

c — este o constantă cu valoarea $c=0{,}36$ pentru încălzirea sau răcirea lichidului prin manta și valoarea $c=0{,}87$ prin serpentină;
$\mathrm{Re}=d^2n\rho/\eta$ — numărul lui Reynolds;
$\mathrm{Nu}=\alpha D/\lambda$ — numărul lui Nusselt;
$\mathrm{Pr}=c_p\eta/\lambda$ — numărul lui Prandtl;
m — exponent: pentru încălzirea sau răcirea prin manta, $m=2/3$ și prin serpentină, $m=0{,}62$;
η — viscozitatea lichidului la temperatura din recipient;
η_p — viscozitatea lichidului la temperatura pe fața dinspre lichid a mantalei sau serpentinei;
d — diametrul cercului descris de paletele agitatorului;
D — diametrul recipientului;
n — turația agitatorului, în rot/s;
c_p — căldura masică a lichidului;
λ — conductivitatea termică a lichidului;
ρ — densitatea lichidului.

Scanned with OKEN Scanner

18.2.5.2. **Fluide în convecție liberă.**

a) *Ecuația generală criterială pentru convecția liberă în spații mari*, în care transmiterea căldurii se face prin deplasarea liberă a unui fluid ca efect al variației densității (din cauza diferențelor de temperatură), este:

$$Nu=c(Gr)^m(Pr)^n \tag{18.214}$$

în care c, m, n depind de valoarea produsului $(Gr \cdot Pr)$:

— cînd $3<\lg(Gr \cdot Pr)<7{,}3$ $Nu=0{,}55\ (Gr \cdot Pr)^{1/4}$ (18.215)

— cînd $7{,}3<\lg(Gr \cdot Pr)<12 Nu=0{,}13(Gr \cdot Pr)^{1/3}$ (18.216)

În ecuația (18.214) valoarea lungimii l_0 în numărul lui Grashof este lungimea țevii (pentru țevile verticale) sau diametrul interior (pentru țevile orizontale; Δt este diferența dintre temperatura peretelui și temperatura fluidului. Valorile proprietăților fizice ale fluidului se iau la temperatura medie aritmetică între temperatura peretelui și temperatura fluidului.

b) *Convecția liberă în spații restrînse* este diferită de convecția în spații mari, din cauza influenței reciproce dintre curentul cald ascendent și curentul rece descendent.

Pentru calculul transferului termic s-a introdus noțiunea de *conductivitatea termică echivalentă* λ_e. Cu această conductivitate se lucrează ca și cum căldura se transmite de la peretele cald la cel rece prin conducție.

Se obișnuiește să se folosească și *coeficientul de convecție* $\varepsilon_c=\lambda_e/\lambda$, în care λ este conductivitatea termică a fluidului.

O formulă aproximativă pentru ε_c este:

$$\varepsilon_c=0{,}18\ (Gr \cdot Pr)^{1/4} \tag{18.217}$$

c) *Pierderile de căldura prin conducție și convecție în aerul înconjurător*. Căldura pe care aparatele calde o pierd în aerul înconjurător se determină cu coeficienții α calculați cu formula generală:

$$\alpha=c(\Delta t/l_0)^{1/4} \tag{18.218}$$

în care valoarea constantei c și semnificația lungimii l_0 rezultă din tabelul 18.13; Δt este diferența dintre temperatura feței exterioare a peretelui și temperatura aerului exterior.

Tabelul 18.13

Mărimile c și l_0 din ecuația (18.218)

Forma și poziția peretelui cald	c		l_0
	pentru α în [W/(m²·K)]	pentru α în [kcal/(m²·h·K)]	
Țevi orizontale	1,31	1,13	d
Țevi verticale lungi	1,31	1,13	d
Plăci verticale scurte ($H<0{,}60$ m)	1,37	1,18	H
Plăci verticale înalte ($H>1$ m)	1,78	1,53	1
Plăci orizontale, față superioară	2,50	2,15	1
Plăci orizontale, fața inferioară	1,31	1,13	1

d=diametrul exterior al țevii; H=înălțimea plăcii

Scanned with OKEN Scanner

d) *Pentru convecția liberă în apă sau soluții apoase de săruri* se aplică formula:

$$\alpha = c\sqrt[3]{\Delta t/\eta} \qquad (18.219)$$

în care:

Δt este diferența dintre temperatura peretelui și temperatura lichidului, în K;

η — viscozitatea lichidului, în cP;

c = 285 pentru α în W/(m²·K) și c=245 pentru α, în kcal/(m²·h·K).

e) *Pentru convecția liberă în băi de lichid,* coeficientul de transfer se calculează cu formula:

$$\alpha = \lambda_a/\delta \qquad (18.220)$$

în care:

δ este grosimea stratului de lichid;

λ_a — conductivitatea termică aparentă, cu valoarea rezultată din formula

$$\lambda_a = 0{,}11\,\lambda\,(\mathrm{Gr}\cdot\mathrm{Pr})^{0{,}29} \qquad (18.221)$$

în care λ este conductivitatea termică a lichidului în repaus. Formula (18.220) este valabilă în intervalul: $3{,}8 < \lg(\mathrm{Gr}\cdot\mathrm{Pr}) < 6{,}0$.

18.2.5.3. **Transferul termic cu schimbarea stării fizice a fluidului.** Cînd efectul sau scopul transferului termic este schimbarea stării fizice a fluidului, stabilirea formulelor pentru coeficientul de transmitere implică cercetarea amănunțită a fenomenelor.

Sînt studiate, în continuare, fierberea lichidelor și condensarea vaporilor.

Fierberea lichidelor. Un lichid unar (format numai dintr-o singură substanță) fierbe, teoretic, la o temperatură t_s numită *temperatura de saturație,* determinată de natura substanței și de presiunea sub care se găsește lichidul. Experimental s-a dovedit însă că *temperatura* t_f *de fierbere* a lichidului este mai mare decît temperatura de saturație, diferența $(t_f - t_s)$ depinzînd de condițiile în care se face fierberea; pentru apă, diferența $(t_f - t_s)$ este de 0,6—0,8 K. Cînd grosimea stratului de lichid nu este mare, temperatura t_f se menține constantă în cea mai mare parte a volumului de lichid și crește repede în stratul din vecinătatea suprafeței prin care se încălzește lichidul, ajungînd la temperatura t_p de pe suprafața încălzitoare; pentru apă acest strat are grosimea de 2—5 mm.

Diferența de temperatura $\Delta t = t_p - t_f$ este funcție de temperatura t_p și deci de *solicitarea termică* q a suprafeței; solicitarea termică este căldura care trece în unitatea de timp prin unitatea de arie a suprafeței (fluxul termic).

Coeficientul de transfer perete-lichid α pentru un lichid în fierbere este definit de ecuația:

$$Q = \alpha A(t_p - t_f) \qquad (18.222)$$

sau, explicit:

$$\alpha = \frac{Q}{A(t_p - t_f)} = \frac{q}{t_p - t_f} = \frac{q}{\Delta t} \qquad (18.223)$$

Scanned with OKEN Scanner

Într-un lichid în fierbere, se observă următoarele fenomene cînd temperatura suprafeței încălzitoare, de exemplu a fundului recipientului în care se găsește lichidul, crește progresiv:

— atît timp cît temperatura suprafeței de încălzire este inferioară temperaturii de fierbere, lichidul se încălzește și se vaporizează fără să fiarbă;

— cînd temperatura suprafeței depășește temperatura de fierbere, lichidul începe să fiarbă; intensitatea fierberii crește cu cît crește diferența Δt dintre temperatura suprafeței de încălzire și temperatura lichidului;

— creșterea intensității fierberii atinge un maxim cînd, între suprafața de încălzire și lichid, apare un film de vapori (cu conductivitatea termică relativ mică), rezultat din reunirea bulelor de vapori pe suprafața caldă;

— dacă temperatura suprafeței de încălzire continuă să crească, grosimea filmului de vapori crește, iar intensitatea fierberii scade mult, ca urmare a faptului că lichidul este încălzit prin intermediul stratului de vapori.

În fig. 18.12 este reprezentată variația coeficientului de transmitere α și a solicitării termice q cu diferența Δt (dintre temperatura suprafeței de încălzire și temperatura lichidului).

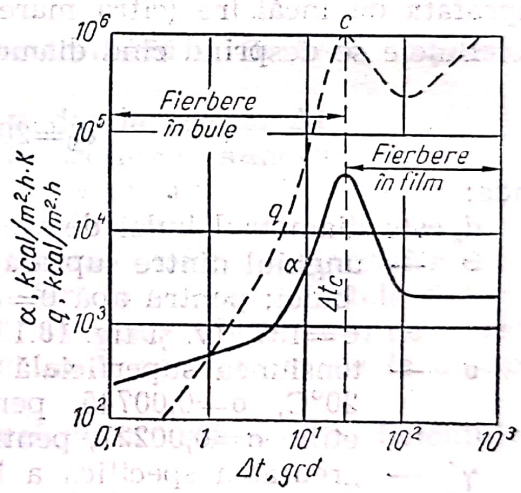


Fig. 18.12. Variația coeficientului de transmitere α și a solicitării termice q în funcție de Δt pentru apa în fierbere la presiunea normală.

Valorile mărimilor α_c, q_c, Δt_c corespunzătoare maximului se numesc *valori critice de fierbere*. În tabelul 13.14 sînt date valorile critice pentru apă și pentru benzen, fierbînd la presiunea atmosferică.

Tabelul 18.14

Valorile critice de fierbere

Substanța	Diferența de temperatură Δt [°C]	Solicitarea termică q_c [kcal/(m²·h]	Coeficientul de transmitere α_c [kcal/(m² h·K)]
Apă	23—27	1 000 000	40 000
Benzen	47	350 000	7 500

Scanned with OKEN Scanner

Cînd fierberea este moderată, bulele de vapori nu se formează pe toată suprafața de încălzire ci numai în unele puncte numite *centre de fierbere* sau *de vaporizare*, care corespund unor denivelări sau impurități de pe suprafață (fierberea în bule). În momentul formării, raza de curbură a bulei de vapori este egală cu raza de curbură a denivelării. Ținînd seamă că presiunea de vapori este mai mică atunci cînd suprafața de separare dintre faza lichidă și faza de vapori este curbă (concavă) decît cînd suprafața de separare este plană și că presiunea de vapori este cu atît mai mică cu cît raza de curbură a suprafeței de separare este mai mică, rezultă că atunci cînd Δt este mai mare, bulele de vapori se vor forma numai pe denivelările cu rază de curbură mică și că, pe măsură ce Δt crește, se vor adăuga — ca centre active de fierbere — ale denivelări cu raze de curbură din ce în ce mai mari.

Pentru $\Delta t=\Delta t_c$, numărul centrelor active de fierbere este atît de mare încît bulele se unesc într-un strat continuu (fierbere în film); acest strat de vapori este lipsit de stabilitate, în sensul că el se formează și se rupe la intervale de timp dese și neregulate.

Imediat după formarea ei, bula de vapori — în contact cu lichidul supraîncălzit — va crește; din experiențe asupra apei de fierbere, s-a constatat că volumul bulelor ajunge să fie la suprafața lichidului, de 140—4 500 ori mai mare decît volumul lor în momentul desprinderii de suprafața de încălzire (cifra mare corespunde la bulele mici).

Bulele se desprind cînd diametrul lor atinge valoarea

$$d_0=20\,\Theta\sqrt{\frac{\sigma}{\gamma'-\gamma''}} \qquad (18.224)$$

unde:

d_0 este diametrul bulei de vapori în momentul desprinderii, în mm;

Θ — unghiul dintre suprafața de încălzire și tangenta la suprafața bulei; pentru apă $\theta=50°$, pentru eter $\theta=16°$, pentsu mercur $\theta=137°$ (v. și fig. 18.13);

σ — tensiunea superficială a lichidului, în kgf/m; pentru apă la 20°C, $\sigma=0{,}00745$, pentru benzen $\sigma=0{,}00294$, pentru alcool etilic $\sigma=0{,}00227$, pentru mercur $\sigma=0{,}048$ kgf/m;

γ' — greutatea specifică a lichidului, în kgf/m^3;

γ'' — greutatea specifică a vaporilor, în kgf/m^3.

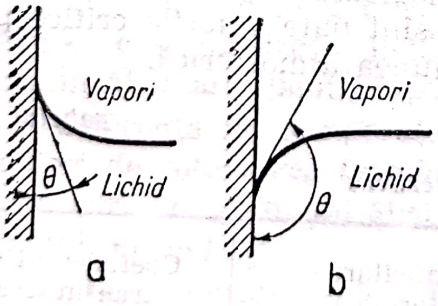


Fig. 18.13. Forma meniscului și unghiul limită Θ la formarea bulelor de vapori: *a* — lichide care udă suprafața; *b* — lichide care nu udă suprafața.

Numai o mică parte din căldura necesară vaporizării, adică formării bulelor de vapori, se transmite direct de la suprafața de încălzire, restul căldurii se transmite prin intermediul lichidului înconjurător, supraîncălzit.

Scanned with OKEN Scanner

a) *Factori care influențează fierberea.* Cei mai importanți factori care influențează intensitatea fierberii sînt:

— *Natura lichidului* influențează coeficientul de transfer: lichidele organice și soluțiile apoase de săruri au coeficienți de transfer mai mici decît apa. Lichidele binare, miscibile, au coeficienți de transfer intermediari între cei ai componenților puri.

— *Natura, rugozitatea și starea de curățenie a suprafeței de încălzire* au efecte ce nu au putut fi corelate prin formule care să prevadă valorile coeficientului de transfer în funcție de proprietățile suprafeței de încălzire.

— *Adaosuri pentru activarea fierberii:* detergenții măresc cu pînă la 30% coeficientul de transfer prin micșorarea tensiunii superficiale a lichidului. Granule poroase în lichidul supraîncălzit din apropierea suprafeței de încălzire măresc intensitatea și regularitatea fierberii prin aerul conținut în porii granulelor; o cantitate foarte mică de aer inițiază formarea unei bule care crește prin transport de căldură și de substanță din stratul de lichid supraîncălzit.

— *Presiunea* influențează coeficientul parțial de transfer. O evaluare aproximativă a influenței presiunii se poate face cu ajutorul ecuației

$$\lg \frac{\alpha_0}{\alpha} = c(t_a - t) \tag{18.225}$$

în care:

α este coeficientul de transfer perete-lichid în fierbere, la presiune atmosferică;
α_0 — idem, la o altă presiune p, dar la același Δt;
t_a — temperatura de fierbere, la presiunea atmosferică;
t — temperatura de fierbere, la presiunea p;
c — constanta subunitară depinzînd de Δt.

— *Diametrul, numărul și aranjamentul țevilor de încălzire* nu influențează sensibil coeficientul de transfer. În schimb, crustele și filmele subțiri de grăsimi și uleiuri scad mult valoarea coeficientului de transfer.

b) *Ecuații pentru calculul coeficientului de transfer de la o suprafață caldă la un lichid în fierbere.*

— *Pentru apă în fierbere la presiune atmosferică,* coeficientul de transfer se evaluează cu ecuația:

$$\begin{aligned} \alpha &= 1\,100 + 0{,}90\,q \quad && \mathrm{W/(m^2 \cdot K)} \\ \alpha &= 950 + 0{,}77\,q \quad && \mathrm{kcal/(m \cdot h \cdot K)} \end{aligned} \tag{18.226}$$

dintre coeficientul de transmitere α și solicitarea termică a suprafeței de încălzire.

O dependență asemănătoare rezultă și din tabelul 18.15.

— *Pentru apă la presiuni diferite de presiunea atmosferică* se folosesc următoarele formule valabile pentru presiuni cuprinse între $0{,}2 \cdot 10^5$ și 10^7 Pa (între 0,2 și 100 kgf/cm²):

$$\alpha = 0{,}335\, p^{0{,}176}\, q^{0{,}7} \tag{18.227}$$

sau

$$\alpha = 0{,}0325\, p^{0{,}58}\, (\Delta t)^{2{,}33} \tag{18.228}$$

cu α în $\mathrm{W/(m^2 \cdot K)}$, p în Pa și q în $\mathrm{W/m^2}$,

Scanned with OKEN Scanner

Tabelul 18.15

Relația între α și q

q	[W/m²]	11 600	23 200	46 500	70 000	116 000	232 000
	[kcal/(m²·h)]	10 000	20 000	40 000	60 000	100 000	200 000
α	[W/(m²·K)]	2 000	2 900	49 000	6 600	9 550	14 000
	[kcal/(m²·h·K)]	1 700	2 500	4 200	5 700	8 300	16 300

respectiv,

$$\alpha = 2{,}53\, p^{0{,}176}\, q^{0{,}7} \tag{18.229}$$

sau

$$\alpha = 22\, p^{0{,}58}\, (\Delta t)^{2{,}33} \tag{18.230}$$

cu α, în kcal/(m²·h·K), p în kgf/cm² și q în kcal/(m²·h).

— *Pentru un lichid oarecare* sînt propuse cîteva formule:

— Formula

$$\alpha = c\lambda^{0{,}5} c_p^{0{,}5} q^{0{,}7} \sigma^{-0{,}5} \rho_v^{0{,}5} \rho_l^{0{,}8\,l-0{,}3} \tag{18.231}$$

care arată mai mult mărimile de care depinde α; se aplică pentru calculul lui α cînd se schimbă unele condiții de fierbere; ρ_v și ρ_l sînt densitățile vaporilor și lichidului.

Formulele (18.232) și (18.233) dau raportul dintre coeficientul de transfer α al lichidului și coeficientul de transfer α_a al apei, calculat cu formulele (18.226) și (18.228).

— pentru fierberea lentă ($q < 16\,500$ W/m² = 14 200 kcal/m²·h):

$$\frac{\alpha}{\alpha_a} = \left(\frac{\lambda}{\lambda_a}\right)^{0{,}75} \left(\frac{\rho}{\rho_a}\right)^{0{,}5} \left(\frac{\beta}{\beta_a}\right)^{0{,}25} \left(\frac{c_p}{c_{p,a}}\right)^{0{,}25} \left(\frac{\eta}{\eta_a}\right)^{-0{,}25} \tag{18.232}$$

— pentru fierbere intensă ($q > 16\,500$ W/m² = 14 200 kcal/m²·h):

$$\frac{\alpha}{\alpha_a} = \left(\frac{\lambda}{\lambda_a}\right)^{0{,}75} \left(\frac{\rho}{\rho_a}\right)^{0{,}7} \left(\frac{c_p}{c_{p,a}}\right)^{0{,}12} \left(\frac{\eta}{\eta_a}\right)^{-0{,}94} \tag{18.233}$$

Mărimile cu indice a se referă la apă. Toate valorile se iau la temperatura medie aritmetică între temperatura suprafeței calde și temperatura lichidului la fierbere.

— *Pentru lichide fierbînd în interiorul țevilor,*

— în țevi cu înclinare mică:

$$\alpha = c d^{1{,}4} (t_p - t_l) \tag{18.234}$$

în care c este o constantă caracteristică fiecărui lichid; la presiunea atmosferică; pentru apa $c = 15$ pentru benzen $c = 19$, cu α în W/(m²·K); aceste valori devin: 12,5 și respectiv 16,36 cu α în kcal/(m²·h·K);

— în țevi cu debit mare de lichid ($Re > 65\,000$) și cînd fracția de vapori este mică, se recomandă formula:

$$Nu = 0{,}023\, (Re)^{0{,}8}\, (Pr)^{0{,}4} \tag{18.235}$$

Scanned with OKEN Scanner

Condensarea vaporilor. Dacă vaporii unui lichid sînt aduși în contact cu o suprafață a cărei temperatură este inferioară temperaturii de saturație, ei se condensează cu formare de condensat care alunecă pe suprafața rece, fie sub forma de film (cînd lichidul uda suprafața), fie ca picături.

La condensarea vaporilor se disting trei etape:

— o primă etapă este mișcarea difuzională a vaporilor către suprafața de condensare; această etapă poate fi determinantă pentru întregul proces de condensare cînd vaporii se găsesc în amestec cu un gaz necondensabil;

— a doua etapă, cea de condensare propriu-zisă, adică trecerea moleculelor din starea de vapori în starea lichidă; numai o mică parte din moleculele de vapori care ajung la interfață dintre faza de vapori și filmul (lichid) de condensat, se condensează; cele mai multe se întorc necondensate în faza de vapori;

— în a treia etapă, căldura rezultată din condensare este transportată prin grosimea filmului la suprafața rece.

Gazele necondensabile, prezente eventual în vapori, nu modifică felul condensării — în film sau în picături.

Dacă vaporii de apă conțin anumite substanțe sau dacă suprafața rece este impurificată cu substanțe care, micșorînd tensiunea superficială a condensatului, împiedică udarea suprafeței, condensarea se face în picături. Aceste substanțe pot fi specifice (de exemplu, mercaptanii pentru cupru și aliaje de cupru) sau cu eficacitate mai generală (de exemplu, acidul oleic pentru cupru, alamă, nichel, crom).

Coeficienții de transfer vapori — suprafață rece pentru condensarea în picături sînt de 4—8 ori mai mari decît coeficienții pentru condensarea în film, în condiții egale. Valoarea mai mică a coeficientului de transfer în cazul condensării în film se explică prin acțiunea izolantă a stratului de condensat care acoperă suprafața rece.

În condiții industriale, aproape totdeauna condensarea este în film. Chiar dacă la începutul operației, din cauza suprafeței murdare (de exemplu, cu ulei) condensarea se face în picături, după scurt timp însă, cînd suprafața a fost spălată, condensarea se face în film. Pe suprafețele ruginite condensarea este în film.

Condensarea permanentă în picături se realizează introducînd continuu în vapori cantități mici de substanțe care împiedică udarea suprafeței. Se poate realiza o condensare permanentă în picături prin acoperirea suprafeței de condensare cu lacuri speciale.

Mărirea coeficientului de transfer vapori-perete are importanță practică dacă și în partea cealaltă a peretelui coeficientul de transfer este mare; altfel, cu toată creșterea importantă a coeficientului parțial de transfer α de partea vaporilor, coeficientul total de transfer k rămîne aproape neschimbat.

a) *Condensarea în film pe un perete vertical.* Ecuația fundamentală a condensării în film a fost dedusă de Nusselt prin analiza curgerii filmului de condensat și a transmiterii căldurii prin acest film.

Scanned with OKEN Scanner

În fig. 18.14 este arătată schematic condensarea în film. În lungul peretelui rece se formează un strat de condensat care curge în jos și a cărui grosime δ crește pe măsură ce coboară.

Se consideră, în stratul de condensat, un paralelipiped elementar situat la distanța x de marginea superioară a peretelui și la distanța y de perete; dimensiunile paralelipipedului sînt: dx, dy, 1, iar volumul $dV=dx\cdot dy$.

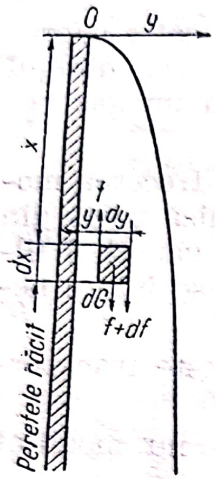


Fig. 18.14. Condensarea în film pe un perete vertical.

Asupra acestui element de volum acționează trei forțe:
— greutatea elementului, $\gamma dV=\rho g dV$, dirijată în jos;
— forța de frecare f, dirijată în sus;
— forța de frecare $(f+df)$, dirijată în jos.

Presupunînd că lichidul curge cu viteză constantă, din echilibrul forțelor, rezultă:

$$\rho g dV+(f+df)=f. \tag{18.236}$$

Introducînd forța f_1, de frecare pe unitatea de arie, și ținînd seamă că aria pe care acționează forțele de frecare are lățimea dx și lungimea egală cu unitatea, ecuația (18.236) devine:

$$\rho g dV+(f_1+df_1)dx=f_1 dx \tag{18.237}$$

sau

$$\rho g\, dy+df_1=0 \tag{18.238}$$

$$\frac{df_1}{dy}=-\rho g \tag{18.239}$$

Forța de frecare pe unitatea de arie (v. 8.2.3.1, vol. I), cu notațiile adoptate aici, este

$$f_1=\eta\frac{dw_x}{dy} \tag{18.240}$$

unde dw_x reprezintă creșterea vitezei condensatului cînd distanța de la peretele rece crește de la y la $(y+dy)$.

Prin derivare

$$\frac{df_1}{dy}=\eta\frac{d^2w_x}{dy^2} \tag{18.241}$$

și înlocuire în ecuația (18.239), se obține:

$$\frac{d^2w_x}{dy^2}=-\frac{\rho g}{\eta} \tag{18.242}$$

La această ecuație se poate ajunge și aplicînd ecuația generală Navier-Stokes (v. 8.3.6.4, vol. I) pe direcția axei x:

$$\frac{\partial w_x}{\partial\tau}+w_x\frac{\partial w_x}{\partial x}+w_y\frac{\partial w_y}{\partial y}+w_z\frac{\partial w_z}{\partial z}=X-\frac{1}{\rho}\frac{\partial p}{\partial x}+\nu\left(\frac{\partial^2 w_x}{\partial x^2}+\frac{\partial^2 w_x}{\partial y^2}+\frac{\partial^2 w_x}{\partial z^2}\right) \tag{18.243}$$

adaptată la condițiile curgerii condensatului:
— curgere staționară, deci $\partial w_x/\partial\tau=0$;
— curgere unidimensională (paralel cu axa x), deci $w_y=0$ și $w_z=0$;

Scanned with OKEN Scanner

— viteza constantă a filmului de condensat pe direcția x, viteza w_x variază numai pe direcția y, deci $\partial w_x/\partial x=0$, $\partial^2 w_x/\partial x^2=0$ și $\partial^2 w_x/\partial z^2=0$;

— presiunea constantă la suprafața filmului, deci $\partial p/\partial x=0$;

— singura forță externă este greutatea, deci $X=g$.

Introducînd aceste condiții în ecuația Navier-Stokes, rezultă direct:

$$\frac{\partial^2 wx}{\partial y^2}=-\frac{\rho g}{\eta} \tag{18.244}$$

identică cu ecuația (18.242), obținută pe o altă cale.

Integrînd succesiv, rezultă:

$$\frac{\partial w_x}{\partial y^2}=-\frac{\rho g}{\eta}y+C_1 \tag{18.245}$$

$$w_x=-\frac{\rho g}{2\eta}y^2+C_1 y+C_2 \tag{18.246}$$

Valorile constantelor de integrare C_1 și C_2 se deduc din condițiile la limită, ținînd seamă că pe suprafața rece ($y=0$) viteza este nulă (strat limită, staționar), iar la suprafața filmului de condensat ($y=\delta_x$) viteza este maximă, ceea ce înseamnă că $dw_x/dy=0$; δ_x este grosimea stratului de condensat la distanța x de marginea superioară a peretelui rece.

Introducînd în ecuația (18.246) condiția $y=0$, $w_x=0$, rezultă $C_2=0$. Introducînd în ecuația (18.245) condiția $y=\delta_x$, $dw_x/dy=0$, rezultă $C_1=-\delta_x\rho g/\eta$.

Cu aceste rezultate, ecuația (18.246) devine:

$$w_x=-\frac{\rho g}{2\eta}y^2+\frac{\rho g}{\eta}\delta_x y \tag{18.247}$$

care reprezintă distribuția vitezelor în stratul de condensat.

Viteza medie $\overline{w}_x$ a condensatului la nivelul x rezultă din ecuația (18.247), prin mediere pe grosimea δ_x a filmului:

$$\overline{w}_x=\frac{1}{\delta_x}\int_0^{\delta_x} w_x\,dx=\frac{1}{\delta_x}\int_0^{\delta_x}\left(-\frac{\rho g}{2\eta}y^2+\frac{\rho g}{\eta}\delta_x y\right)dy=\frac{\rho g}{3\eta}\delta_x^2 \tag{18.248}$$

iar masa G_x de condensat, socotită pe unitatea de lățime a peretelui și unitatea de timp, la nivelul x, este:

$$G_x=\overline{w}_x\rho\delta_x=\frac{\rho^2 g}{3\eta}\delta_x^3 \tag{18.249}$$

Masa de vapori care se condensează pe înălțimea dx este dG_x, rezultînd:

— fie din diferențierea ecuației (18.249):

$$dG_x=\frac{\rho^2 g}{\eta}\delta_x^2\,d\delta_x \tag{18.250}$$

Scanned with OKEN Scanner

— fie din ecuația de transfer termic (prin conducție de la vapori la peretele rece), căldura transmisă fiind chiar căldura rezultată din condensare:

$$\frac{\lambda}{\delta_x}(dx \cdot 1)(t_v - t_p) = rG_x \tag{18.251}$$

unde:

r este căldura de vaporizare pe unitatea de masă;
t_v — temperatura vaporilor;
t_p — temperatura feței peretelui rece.

Din ultimele două ecuații se obține:

$$dx = \frac{r\rho^2 g}{\eta\lambda(t_v - t_p)} \rho_x^2 \, d\delta_x \tag{18.252}$$

și după integrare

$$x = \frac{r^2 \rho g \delta_x^4}{4\eta\lambda(t_v - t_p)} \tag{18.253}$$

Constanta de integrare este zero, deoarece pentru $x=0$, $\delta_x=0$. Grosimea filmului de condensat la nivelul x va fi deci:

$$\delta_x = \sqrt[4]{\frac{4\eta x(t_v - t_p)}{r\rho^2 g^3}} \tag{18.254}$$

iar coeficientul de transfer, la acest nivel:

$$\alpha_x = \frac{\lambda}{\delta_x} = \sqrt[4]{\frac{r\rho^2 g\lambda^3}{4\eta x(t_v - t_p)}} \tag{18.255}$$

Valoarea medie a coeficientului de transfer pentru un perete vertical cu înălțimea H se obține prin mediere pe înălțimea H.

$$\alpha = \frac{1}{H}\int_0^H \alpha_x dx = \frac{4}{3}\sqrt[4]{\frac{r\rho^2 g\lambda^3}{4\eta H(t_v - t_p)}} \tag{18.256}$$

sau (ecuația lui Nusselt):

$$\alpha = 0{,}943\sqrt[4]{\frac{r\rho^2 g\lambda^3}{\eta H(t_v - t_p)}} \tag{18.257}$$

Se obișnuiește să se scrie această ecuație în forma:

$$\alpha = \alpha_1 \frac{1}{\sqrt[4]{H(t_v - t_p)}} \tag{18.258}$$

în care

$$\alpha_1 = 0{,}943\sqrt[4]{\frac{r\rho^2 g\lambda^3}{\eta}} \tag{18.259}$$

este coeficientul de transfer termic pentru un perete vertical avînd înălțimea egală cu unitatea de lungime și diferența dintre temperatura vaporilor și temperatura feței peretelui egală cu unitatea de diferență de temperatură, și cuprinde constantele fizice ale vaporilor (este deci variabil cu temperatura). Pentru vaporii de apă, valorile lui α_1 în funcție de temperatură sînt date în tabelul 18.16; valorile constantelor fizice se iau la temperatura medie: $t_m = (t_v - t_p)/2$.

Scanned with OKEN Scanner

Tabelul 18.16

Valorile lui α_1 din ecuația (18.259) pentru vaporii de apă

t_m [°C]	α_1 [W/(m$^{7/4}$ · K$^{3/4}$)]	α_1 [kcal/(m$^{7/4}$ · h · K$^{3/4}$)]	t_m [°C]	α_1 [W/(m$^{7/4}$ · K$^{3/4}$)]	α_1 [kcal/(m$^{7/4}$ · h · K$^{3/4}$)]
0	6 585	5 660			
10	7 280	6 260	110	12 515	10 820
20	7 920	6 810	120	13 015	11 190
30	8 515	7 320	130	13 410	11 530
40	9 095	7 820	140	13 780	11 850
50	9 635	8 285	150	14 165	12 180
60	10 160	8 735	160	14 525	12 490
70	10 660	9 165	170	14 850	12 770
80	11 155	9 590	180	15 140	13 020
90	11 640	10 010	190	15 365	13 210
100	12 095	10 420	200	15 550	13 370

Cutateladze a constatat că ecuația (18.257) concordă mai bine cu rezultatele experimentale dacă se majorează valorile date de ecuație cu 20%; cu această modificare ecuația devine:

$$\alpha = 1{,}13\sqrt[4]{\frac{r\rho^2 g\lambda^3}{\eta H(t_v - t_p)}} \tag{18.260}$$

Această majorare reprezintă efectul ondulațiilor suprafeței filmului (ondulații care măresc suprafața de contact dintre condensat și vapori), la care se adaugă și efectul turbulenței de la marginea filmului.

O formulă aproximativă pentru coeficientul de transfer în cazul condensării este:

$$\alpha = 7200\,\frac{\lambda}{\eta} \tag{18.261}$$

cu α în W/(m^2·K) (sau kcal/m^2·h·K), λ în W/(m·K) (respectiv kcal/m·h·K) și η în cP.

b) *Condensarea în film pe un perete înclinat.* Raționamentul lui Nusselt pentru peretele vertical este valabil și pentru un perete înclinat, dacă ecuația (18.236) se scrie

$$\rho g \sin\varphi\, dV + (f + df) = f \tag{18.262}$$

pentru a ține seamă de direcția forței de greutate în raport cu suprafața înclinată de condensare; φ este unghiul pe care peretele îl face cu un plan orizontal.

Refăcînd calculele, cu această modificare, se ajunge la ecuația:

$$\alpha_\varphi = \alpha_{90}\sqrt[4]{\sin\varphi} \tag{18.263}$$

în care α_φ este coeficientul de transfer pentru peretele înclinat, iar α_{90} este coeficientul de transfer pentru peretele vertical ($\varphi = 90°$), identic cu α din ecuațiile (18.256), (18.257), (18.260), (18.261).

Scanned with OKEN Scanner

c) *Condensare în film pe o țeavă orizontală.* Se aplică ecuația:

$$\alpha_c = 0{,}725 \frac{\alpha_1}{\sqrt[4]{d(t_v - t_p)}} \qquad (18.264)$$

dedusă de Nusselt pe baza asemănării peretelui țevii cu un perete format din mici porțiuni avînd înclinări variabile între 0° și 180°.

d) *Condensarea pe un fascicul de țevi.* Cînd sînt mai multe rînduri de țevi orizontale într-un plan vertical, coeficientul de transmitere scade, deoarece cu cît o țeavă se găsește într-un rînd mai inferior, cu atît stratul izolant de condensat care curge de pe rîndurile superioare de țevi este mai gros. Coeficientul mediu de transfer se calculează cu ajutorul formulei:

$$\alpha_n = \alpha_c / \sqrt[4]{n} \qquad (18.265)$$

în care n este numărul țevilor situate pe aceeași verticală.

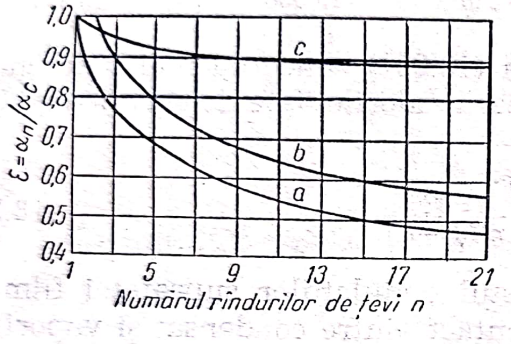


Fig. 18.15. Coeficientul $\varepsilon = \alpha_n/\alpha_c$: *a* — țevi dispuse nedecalat; *b* — țevi dispuse decalat; *c* — țevi dispuse după *Ginabert.*

O altă metodă pentru determinarea coeficientului de transmitere, bazată pe rezultatele experimentale, este folosirea diagramei din fig. 18.15, care dă coeficientul $\varepsilon = \alpha_n/\alpha_c$; cele trei curbe se referă la cele trei aranjamente ale țevilor, arătate în fig. 18.16.

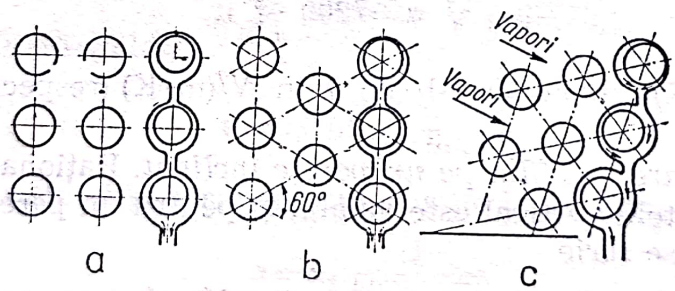


Fig. 18.16. Aranjamente ale fasciculului de țevi: *a* — țevi dispuse nedecalat; *b* — țevi dispuse decalat; *c* — țevi dispuse după *Ginabert.*

Din diagramă rezultă că cel mai avantajos este aranjamentul *Ginabert,* în care țevile sînt astfel dispuse încît condensatul de pe țevile superioare cade aproximativ tangențial; ca urmare, țeava inferioară este acoperită în cea mai mare parte a suprafeței numai de condensatul format chiar pe această țeavă. Efectul este sporit și de faptul că vaporii intră din direcția în care grosimea filmului pe țeavă este minimă.

e) *Factorii care influențează valoarea coeficientului de transfer la condensarea în film.*

— *Viteza, direcția și turbulența curentului de vapori* modifică valoarea coeficientului de transfer calculată după ecuațiile precedente deduse în ipoteza că frecarea dintre stratul de condensat și curentul de vapori este neglijabilă. La viteze ale vaporilor de peste 10 m/s, din cauza frecării importante dintre condensat și vapori, curgerea condensatului este accelerată (și deci grosimea filmului de condensat se micșorează) cînd vaporii au direcție descendentă și este frînată cînd vaporii au direcție ascendentă.

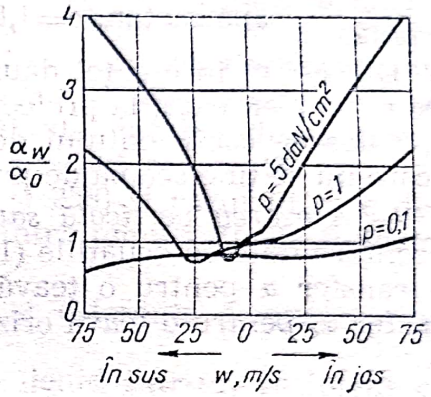


Fig. 18.17. Influența vitezei direcției de curgere și a presiunii vaporilor asupra coeficientului de transfer la condensarea în film.

Rezultatul este mărirea, respectiv micșorarea, valorii coeficientului de transfer. Efectul crește cu presiunea gazului. În fig. 18.17, aceste influențe sînt arătate grafic prin raportul dintre coeficientul de transmitere α_w la viteza vaporilor indicată în abscisa și coeficientul de transmitere α_0 pentru vaporii în repaus ($w=0$).

— *Starea suprafeței de condensare.* Asperitățile sau stratul de rugină ori depuneri măresc grosimea filmului de condensat și deci micșorează — cu pînă la 30% — coeficientul de transmitere. Se va ține seamă și de rezistența termică la transmiterea căldurii (prin conducție) în stratul de rugină sau depuneri.

— *Gaze necondensabile,* în special aer, se găsesc aproape întotdeauna în vapori; ele se acumulează în spațiul de condensare dacă nu sînt evacuate, continuu sau intermitent, printr-o conductă de aerisire. Prin prezența lor, gazele necondensabile micșorează mult coeficientul de transfer mai cu seamă că în apropierea peretelui rece, unde vaporii se condensează, presiunea parțială a gazelor necondensabile este mai mare decît în restul spațiului de vapori.

Presiunea parțială a vaporilor fiind mai mică decît a amestecului de vapori și gaze necondensabile, temperatura de condensare corespunzătaore presiunii parțiale în imediata apropiere a peretelui va fi mai mică, rezultînd un transfer termic mai slab prin peretele conductei.

Formula (18.266) servește pentru determinarea coeficientului de transfer vapori-perete, cînd vaporii conțin gaze necondensabile:

$$\frac{\alpha-\alpha_2}{\alpha_1-\alpha_2}=\exp\left(-c\,\frac{y}{1-y}\right) \qquad (18.266)$$

unde:

α este coeficientul de transfer vapori (cu gaze necondensabile) — perete;

α_1 — coeficientul de transfer vapori (fără gaze necondensabile) — perete;
α_2 — coeficientul de transfer gaze necondensabile-perete;
y — fracția molară a gazului necondensabil în amestecul gaz-vaporii;
c — constantă caracteristică fiecărui fel de amestec gaz-vapori, care ține seamă de influența intermoleculară dintre gaz și vapori; pentru vaporii de apă-aer, $c=1{,}1$; pentru vapori de apă-metan, $c=1{,}8$.

Din cauza influenței dăunătoare a gazelor necondensabile în vaporii care se condensează, la proiectarea aparatelor se calculează numai cu 90% din valoarea coeficientului de transfer rezultată din formulele obișnuite în care nu se ține seamă de prezența gazelor necondensabile.

— *Așezarea verticală sau orizontală a țevilor de încălzire cu abur.* În conformitate cu ecuațiile (18.258) și (18.264) raportul dintre coeficientul de transfer α pentru o țeavă verticală de înălțime H și coeficientul de transfer α_c pentru o țeavă orizontală cu diametrul d este:

$$\frac{\alpha}{\alpha_c}=\frac{1}{0{,}725}\sqrt[4]{\frac{d}{N}} \qquad (18.267)$$

Raportul α/α_c este subunitar cînd

$$\sqrt[4]{\frac{d}{N}}<0{,}725$$

sau

$$H>3{,}6\ d \qquad (18.268)$$

Deoarece această condiție este aproape totdeauna îndeplinită, rezultă că din punctul de vedere al transferului termic este avantajos să se folosească țevi încălzitoare orizontale. Totuși dificultatea evacuării condensatului și limitarea suprafeței necesare pentru montarea aparatului fac ca multe aparate de încălzire cu vapori sau condensatoare tubulare să fie construite cu țevi verticale.

18.2.5.4. **Transferul termic cu contact direct între fluide.** Cînd fluidele nu sînt despărțite printr-un perete solid, schimbul de căldură este însoțit și de schimb de substanță (masă). Schimbul de căldură este condiționat de viteza de difuziune între faze.

De exemplu, pentru apa în contact cu aerul în repaus, suprafața necesară răcirii se calculează pe baza vitezei de vaporizare dată de formula:

$$W=170+0{,}09(t_1-t_2)(p_s-p) \qquad (18.269)$$

în care:

W este viteza de vaporizare, în $g/m^2 \cdot h$;
t_1 — temperatura inițială (de intrare) a apei, în °C;
t_2 — temperatura finală (de ieșire) a apei, în °C;
p_s — presiune de vapori a apei la temperatura t_m, în torr;
p — presiunea parțială a vaporilor de apă în aer, în torr;
t_m — $0{,}5\ (t_1-t_2)$ — temperatura, medie aritmetică, a apei, în °C.

Alte exemple vor fi date în capitolele următoare.

Scanned with OKEN Scanner

18.3. Transferul termic la temperaturi variabile

18.3.1. Transferul termic la temperaturi variabile, în regim staționar

În considerațiile precedente, din acest capitol, s-a presupus că diferența Δt dintre temperaturile fluidului este constantă. Numai rareori însă temperaturile fluidelor se mențin constante; de regulă ele variază tocmai prin faptul transmiterii căldurii. Un exemplu de transmitere de căldură cu menținerea constantă a temperaturilor fluidelor este fierberea unui lichid unar (pur) prin încălzirea indirectă cu abur saturat: aburul cedează căldură condensîndu-se, la temperatură constantă, iar lichidul absoarbe căldură, vaporizîndu-se, de asemenea, la temperatură constantă.

În acest capitol se va arăta (v. pag. 255 și 258) și cazul în care deși temperaturile fluidelor variază, diferența Δt între temperaturile fluidelor se menține constantă.

În majoritatea cazurilor, temperaturile și diferența temperaturilor sînt variabile. Variația poate fi:

— în timp, de exemplu încălzirea unui lichid într-un recipient cu agitator;

— în spațiu, de exemplu răcirea apei care trece printr-o conductă;

— în timp și spațiu, simultan (v. exemplul de la pag. 262).

În primul exemplu, în orice moment, temperatura lichidului puternic agitat se consideră că este aceeași în toate punctele volumului său (temperatura constantă în spațiu); în momentul următor, temperatura lichidului se schimbă (variația de temperatură în timp); acest regim, definit prin variația temperaturii în timp caracterizează regimul nestaționar.

În al doilea exemplu, lichidul se răcește în timpul trecerii lui prin conductă; în fiecare punct de-a lungul conductei, lichidul are o anumită temperatură pe care o menține constantă atît timp cît condițiile curgerii nu se schimbă. În punctele vecine, temperaturile diferă: temperatura variază în spațiu. Acest regim, caracterizat prin constanta temperaturilor în timp, se numește *regim staționar* sau *regim permanent*. În regimul staționar, în fiecare punct al sistemului considerat, toți parametrii, atît cei de funcționare (viteze, debite, direcții de curgere) cît și cei corespunzători proprietăților fizice (căldură masică, densitate, viscozitate etc.) se mențin constanți în timp, dar pot varia în spațiu.

Exemplul clasic al transferului termic la temperaturi variabile, în regim staționar, este schimbătorul de căldură format din două țevi coaxiale prin care curg două fluide cu temperaturi diferite. Se consideră că țeava exterioară este destul de bine izolată termic, încît pierderile de căldură, în exterior, să fie neglijabile.

Căldura transmisă și repartizarea temperaturii fluidelor în lungul țevilor sînt diferite, după cum cele două fluide curg în același sens sau în sensuri opuse, se spune că transferul termic se face în *curent paralel* (*în echicurent*) și, respectiv, *în contracurent*.

18.3.1.1. **Transferul termic în curent paralel (echicurent).** Ambele fluide intră, cu temperaturile t_1' și t_2' printr-unul din capetele schimbă-

Scanned with OKEN Scanner

torului de căldură și îl parcurg în același sens. Diferența inițială de temperatură $\Delta t' = t_1' - t_2'$ scade treptat și ajunge $\Delta t'' = t_1'' - t_2''$ la celalalt capăt al schimbătorului (fig. 18.18).

Schimbătorul de căldură în curent paralel are avantajul răcirii bruște a fluidului cald (sau încălzirii bruște a fluidului rece) și dezavantajele solicitării termice inegale a suprafeței de transmitere (din cauza variației

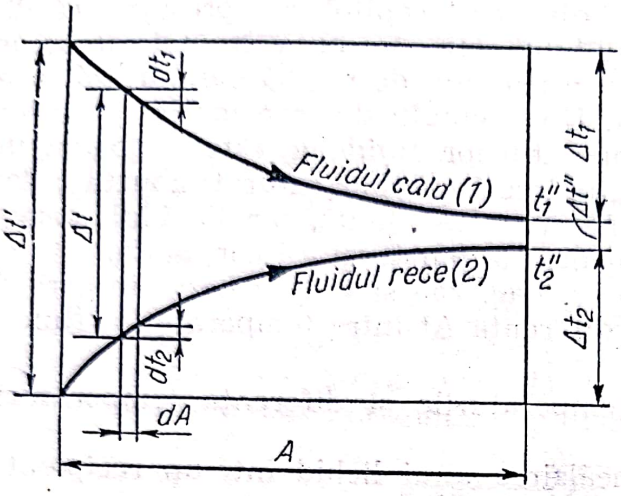


Fig. 18.18. Repartizarea temperaturilor într-un schimbător de căldură în curent paralel.

mari a diferenței de temperatură $\Delta t = t_1 - t_2$ în lungul schimbătorului) și limitării temperaturii de răcire a fluidului cald la temperatura de ieșire a fluidului rece (sau, invers, limitarea temperaturii de încălzire a fluidului rece la temperatura de ieșire a fluidului cald).

Căldura transmisă, în unitatea de timp, printr-o porțiune infinitezimală dA din suprafața țevii interioare este:

$$dQ = k(t_1 - t_2)dA \tag{18.270}$$

Această căldură este cedată de lichidul cald, a cărui temperatură se micșorează cu dt_1, lichidului rece, a cărui temperatură crește cu dt_2 variațiile de temperatură rezultă din ecuațiile calorimetrice:

$$dQ = -G_1 c_1 \, dt_1, \tag{18.271}$$

$$dQ = G_2 c_2 \, dt_2. \tag{18.272}$$

sau, explicit:

$$dt_1 = -dQ/G_1 c_1 \tag{18.273}$$

$$dt_2 = dQ/G_1 c_1 \tag{18.274}$$

În aceste ecuații G_1 și G_2 sînt debitele fluidelor, iar c_1 și c_2 căldurile masice.

Scăzînd ecuația (18.274) din ecuația (18.273), se obține:

$$dt_1 - dt_2 = -\left(\frac{1}{G_1 c_1} + \frac{1}{G_2 c_2}\right) dQ \tag{18.275}$$

sau

$$d(t_1 - t_2) = m\,dQ \tag{18.276}$$

sau încă

$$dQ = \frac{d(t_1 - t_2)}{m} \tag{18.277}$$

unde

$$m=\frac{1}{G_1c_1}+\frac{1}{G_2c_2} \tag{18.278}$$

Din ecuațiile (18.270) și (18.277) se obține:

$$k(t_1-t_2)\mathrm{d}A=-\frac{\mathrm{d}(t_1-t_2)}{m} \tag{18.279}$$

Separînd variabilele și integrînd pe toată aria țevii centrale:

$$\int_{t_2'-t_2'}^{t_1''-t_2''}\frac{\mathrm{d}(t_1-t_2)}{t_1-t_2}=-mk\int_0^A \mathrm{d}A \tag{18.280}$$

rezultă:

$$\ln\frac{t_1''-t_2''}{t_1'-t_2'}=-mkA \tag{18.281}$$

sau

$$\ln\frac{\Delta t''}{\Delta t'}=-mkA \tag{18.282}$$

sau încă

$$\Delta t''=\Delta t'\,e^{-mkA} \tag{18.283}$$

Se verifică următoarele $\Delta t''=\Delta t'$ pentru $A=0$ și $\Delta t''=0$ pentru $A=\infty$.

Integrînd ecuația (18.277) pentru întreg schimbătorul de căldură, se obține căldura transmisă în unitatea de timp:

$$Q=-\frac{1}{m}\int_{t_1'-t_2'}^{t_1''-t_2''}\mathrm{d}(t_1-t_2) \tag{18.284}$$

sau

$$Q=-\frac{1}{m}(\Delta t''-\Delta t') \tag{18.285}$$

Din eliminarea lui m din ecuațiile (18.282) și (18.285) rezultă:

$$Q=kA\frac{\Delta t'-\Delta t'}{\ln\frac{\Delta t''}{\Delta t'}} \tag{18.286}$$

sau

$$Q=kA\Delta t_m \tag{18.287}$$

în care

$$\Delta t_m=\frac{\Delta t''-\Delta t'}{\ln\frac{\Delta t''}{\Delta t'}}=\frac{\Delta t''-\Delta t'}{2{,}303\ \lg\frac{\Delta t''}{\Delta t'}} \tag{18.288}$$

este *media logaritmică a diferențelor de temperatură*.

Rezultă că ecuația $Q=kA\Delta t$ se aplică și în cazul transmiterii căldurii în curent paralel, cu deosebirea că diferența de temperatură Δt se înlocuiește cu Δt_m media logaritmică a diferențelor de temperatură.

Scanned with OKEN Scanner

Cînd $\Delta t''$ nu diferă mult de $\Delta t'$, se poate înlocui media logaritmică cu media aritmetică $(\Delta t' + \Delta t'')/2$; eroarea este mai mică decît 4% cînd $\Delta t'/\Delta t'' < 2$.

Exemplu. Să se calculeze căldura transmisă și temperaturile dintr-un schimbător de căldură format din șapte țevi paralele prin care curge un lichid cald; țevile se găsesc într-o manta cilindrică izolată; printre țevi curge, în curent paralel, lichidul rece. Celelalte date se găsesc în rîndurile 1—10 din tabelul de mai jos.

1	Debitul lichidului cald	G_1	0,8333	kg/s	Dat
	idem		3 000	kg/h	
2	Debitul lichidului rece	G_2	0,5555	kg/s	Dat
	idem		2 000	kg/h	
3	Căldura masică a lichidului cald	c_1	4,187	kJ/(kg·K)	Dată
	idem		1,000	kcal/(kg·K)	
4	Căldura masică a lichidului rece	c_2	4,605	kJ/(kg·K)	Dată
	idem		1,100	kcal/(kg·K)	
5	Temperatura de intrare a lichidului cald	t_1'	95	°C	Dată
6	Temperatura de intrare a lichidului rece	t_2'	20	°C	Dată
7	Coeficientul total de transfer termic	k	465	W(m·K)	Dat
	idem		400	kcal/(m²·h·K)	
8	Lungimea schimbătorului	l	5	m	Dat
9	Diametrul mediu al țevilor	d	0,050	m	Dat
10	Numărul țevilor	n	7	—	Dat
	Căldura transmisă				
11	Aria suprafeței de transmitere	A	5,50	m²	π(9) (8) (10)
12	Mărimea m	m	$0{,}677 \cdot 10^{-3}$	K/W	Ec. (18.278)
	idem		$0{,}787 \cdot 10^{-3}$	h·K/kcal	
13	$\ln(\Delta t''/\Delta t')$	$-mkA$	—1,731		—(12) (7) (11)
14	$\lg(\Delta t''/\Delta t')$		—0,7516		(13)/2, 303
			$\bar{1}$,2484		
15	$\Delta t''/\Delta t'$		0,1772		tab. logaritmi
16	Diferența temperaturilor la intrare	$\Delta t'$	75	K	(5)—(6)
17	Diferența temperaturilor, la ieșire	$\Delta t''$	13,3	K	(15) (16)
18	Media logaritmică a diferențelor de temperatură	Δt_m	35,7	K	Ec. (18.288)
19	Căldura transmisă în unitatea de timp	Q	91 300	W/s	(7) (11) (18)
	idem		78 600	kcal/h	
	Temperatura lichidelor la ieșire				
20	Scăderea temperaturii lichidului cald	Δt_1	26,1	K	(19)/(1) (3)
21	Temperatura lichidului cald, la ieșire	t_1''	68,9	°C	(5)—(20)
22	Creșterea temperaturii lichidului rece	Δt_2	35,7	K	(19)/(2) (4)

Scanned with OKEN Scanner

23	Temperatura lichidului rece, la ieşire	t_2''	55,7	°C	(6)+(22)
24	Diferenţa temperaturilor la ieşire (verificare)	$\Delta t''$	13,2	K	(21)—(23)≈(17)

Următoarea metodă pentru calculul transmiterii de căldură în curent paralel, cu ajutorul diagramei din fig. 18.19, este mai rapidă şi mai comodă.

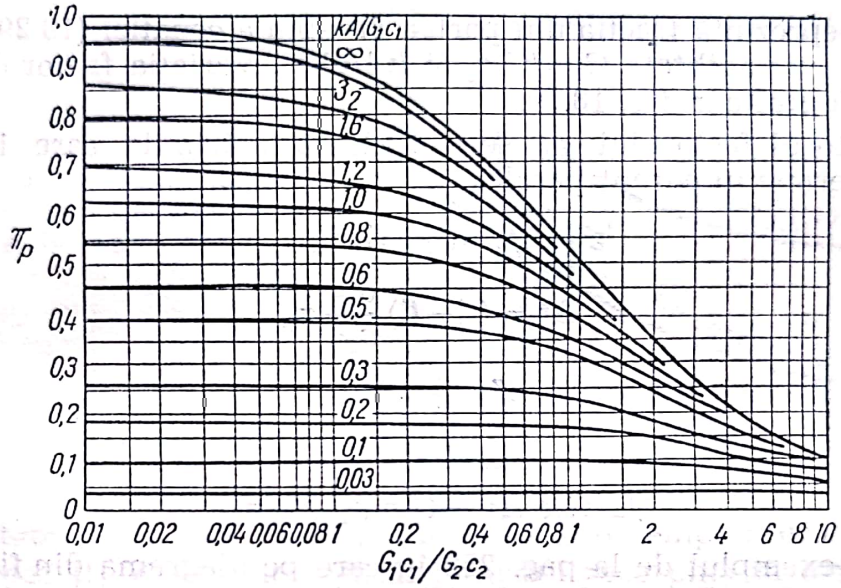


Fig. 18.19. Factorul π_p din ecuaţia (18.296).

Ecuaţia (18.283) se poate scrie în forma

$$\frac{t_2''-t_1''}{t_2'-t_1'}=e^{-mkA} \tag{18.289}$$

Scăzînd fiecare membru al egalităţii din unitate,

$$1-\frac{t_1''-t_2''}{t_1'-t_2'}=1-e^{-mkA} \tag{18.290}$$

se obţine:

$$(t_1'-t_2')-(t_1''-t_2'')=(t_1'-t_2')(1-e^{-mkA}) \tag{18.291}$$

Pe de altă parte, din relaţiile calorimetrice pentru toată lungimea ţevii, rezultă:

$$Q=G_1c_1(t_1'-t_1'')=G_2c_2(t_2''-t_2') \tag{18.292}$$

sau

$$\frac{t_2''-t_2'}{t_1'-t_1''}=\frac{G_1c_1}{G_2c_2} \tag{18.293}$$

Din ecuaţiile (18.291) şi (18.293) se obţine:

$$(t_1'-t_1'')\left(1+\frac{G_1c_1}{G_2c_2}\right)=(t_1'-t_2')(1-e^{-mkA}) \tag{18.294}$$

Scanned with OKEN Scanner

Înlocuind valoarea lui m din ecuația (18.278) rezultă ecuația finală:

$$t_1'-t_1''=(t_1'-t_2')\frac{1-e^{-\left(1+\frac{G_1c_1}{G_2c_2}\right)\frac{kA}{G_1c_1}}}{1+\frac{G_1c_1}{G_2c_2}} \tag{18.295}$$

sau

$$\Delta t_1=\Delta t'\,\pi_p \tag{18.296}$$

în care π_p reprezintă fracția din partea dreapta a ecuației (18.295); π_p este o funcție de variabilitate G_1c_1/G_2c_2 și kA/G_1c_1. Variația factorului π_p este reprezentată grafic în fig. 18.19.

Cu ajutorul factorului π_p se calculează mărimile care interesează transferul termic în curent paralel:

$$\Delta t_1=(t_1'-t_2')\,\pi_p \tag{18.297}$$

$$\Delta t_2=(t_1'-t_2')\frac{G_1c_1}{G_2c_2}\pi_p \tag{18.298}$$

$$t_1''=t_1'-\Delta t_1 \tag{18.299}$$

$$t_2''=t_2'+\Delta t_2 \tag{18.300}$$

$$Q=G_1c_1\Delta t_1=G_1c_1(t_1'-t_2')\,\pi_p \tag{18.301}$$

Pentru exemplul de la pag. 252 în care pe diagrama din fig. 18.19, la coordonatele: $G_1c_1/G_2c_2=1{,}36$ și $kA/G_1c_1=0{,}733$, se obține $\pi_p=0{,}35$ și apoi, cu ajutorul ecuațiilor (18.297)—(18.301)

$$t_1=75\cdot 0{,}35=26{,}2\ \text{K}$$

$$t_2=75\cdot 1{,}36\cdot 0{,}35=35{,}6\ \text{K}$$

$$t_1''=95-26{,}2=68{,}8°\text{C}$$

$$t_2''=20+35{,}6=35{,}6°\text{C}$$

$$Q=0{,}8333\cdot 4{,}187\cdot 10^3\cdot 26{,}2=91412\ \text{W}$$
$$=3000\cdot 1{,}0\cdot 26{,}2=78600\ \text{kcal/h}.$$

18.3.1.2. **Transferul termic în contracurent.** La schimbătoarele de căldură în contracurent cele două fluide curg în sensuri opuse; t_1' și t_1'' sînt temperaturile de intrare și de ieșire ale lichidului cald ca și la schimbătoarele de căldură în echicurent, t_2'' este temperatura de intrare și t_2' temperatura de ieșire ale lichidului rece (fig. 18.20).

Deducerile și rezultatele precedente sînt valabile și pentru schimbătorul de căldură în contracurent dacă se consideră debitul G_2 al lichidului rece cu semnul minus. În acest caz, mărimea m poate avea și valori negative.

Din ecuația (18.283) rezultă:

— cînd $m<0$ $\quad\Delta t''>\Delta t'$
— cînd $m=0$ $\quad\Delta t''=\Delta t'$
— cînd $m>0$ $\quad\Delta t''<\Delta t'$.

Scanned with OKEN Scanner

Cînd m==0 este cazul excepțional în care, deși temperaturile variază în lungul suprafeței de transfer, totuși, diferența temperaturilor se menține constantă.

Avantajele schimbătorului de căldură în contracurent sînt: a) solicitarea aproape constantă a suprafeței de transfer în lungul schimbătorului, ca urmare a diferenței de temperatură $\Delta t = t_1 - t_2$ aproape constantă și

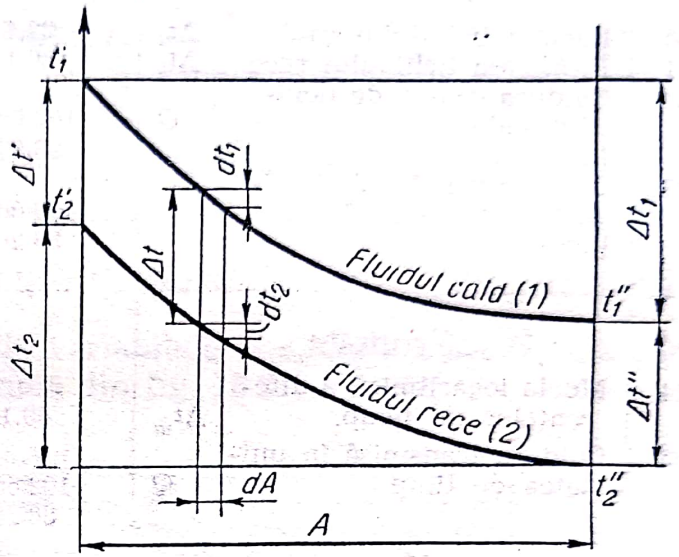


Fig.18.20. Repartizarea temperaturilor într-un schimbător de căldură, în contracurent.

b) posibilitate de a răci fluidul cald pînă sub temperatura de ieșire a fluidului rece ($t_1'' < t_2'$) și de a încălzi fluidul rece pînă la o temperatură superioară temperaturii de ieșire a fluidului cald ($t_2' > t_1''$).

Exemplu. Să se calculeze căldura transmisă și temperaturile finale într-un schimbător de căldură ca acel din exemplul precedent (pag. 252), cu deosebirea că lichidele curg în sens contrar.

Problema se rezolvă prin încercări succesive: considerînd cunoscută una dintre temperaturile de ieșire, sau pe $\Delta t'$ și verificînd dacă valoarea adoptată este confirmată de calcul. În tabelul de mai jos se dă ultima încercare.

1 . . . 10	Datele din exemplul precedent (pag. 252)				
	Temperaturile lichidelor la ieșire				
11	Aria suprafeței de transmitere	A	5,50	m	π(9) (8) (10)
12	Mărimea m	m	$-0{,}1041 \cdot 10^{-3}$	K/W	Ec.(18.278), Obs. 1
	Idem		$-0{,}1212 \cdot 10^{-3}$	h·K/kcal	
13	$\ln(\Delta t''/\Delta t')$		0,267		—(12) (7) (11)
14	$\lg(\Delta t''/\Delta t')$		0,116		(13)/2,
15	$\Delta t''/\Delta t'$		1,306		Tab. logaritmice
16	Diferența de temperatură la unul din capetele	$\Delta t'$	34,9	K	Presupus
17	Diferența de temperatură la celălalt capăt	$\Delta t''$	45,6	K	(15) (16)

Scanned with OKEN Scanner

18	Temperatura lichidului cald, la ieșire	t_1''	65,6	°C	(6)+(17)
19	Temperatura lichidului rece, la ieșire	t_2'	60,1	°C	(5)—(16)
	Căldura transmisă				
20	Răcirea lichidului cald	Δt_1	29,4	K	(5)—(18)
21	Încălzirea lichidului rece	Δt_2	40,1	K	(19)—(6)
22	Căldura cedată de lichidul cald	Q	102 600 88 200	W kcal/h	(1) (3) (20), Obs. 2
	Idem				
23	Căldura primită de lichidul rece	Q	102 600 88 200	W kcal/h	(2) (4) (21), Obs. 2
	Idem				
	Verificare				
24	Media logaritmică a diferențelor de temp.	Δt_m	40,1	K	Ec.(18.288)
25	Căldura transmisă în unitatea de timp	Q	102 600 88 200	W kcal/h	(7) (11) (24)

Observații: 1) În calculul lui m, debitul G_2 al fluidului rece a fost considerat negativ, deoarece lichidele curg în contracurent.

2) Valoarea căldurii transmise, de la rîndurile 22, 23, 25 a fost calculată cu ecuațiile: $Q=Gc\Delta t_1=G_2c_2\Delta t_2=kA\Delta t_m$.

Inconvenientul calculului prin încercări succesive este evitat prin următoarea metodă, asemănătoare cu cea arătată la pag. 253 pentru schimbătoarele de căldură în echicurent, de care se deosebește prin introducerea debitului G_2 cu semn negativ și prin faptul că mărimile din rezultatele finale trebuie să fie exprimate în funcție de temperaturile (cunoscute, de obicei) t_1', și t_2'' ale fluidelor, la intrarea lor în schimbător.

Din ecuația (18.293), cu G_2 negativ, se deduce:

$$t_2'-t_2''=(t_1'-t_1'')\frac{G_1c_1}{G_2c_2} \tag{18.302}$$

iar din ecuația (18.296),

$$t_1'-t_2'=(t_1'-t_1'')/\pi_p \tag{18.303}$$

Din împărțirea acestor două ecuații rezultă:

$$\frac{t_2'-t_2''}{t_1'-t_2'}=\frac{G_1c_1}{G_2c_2}\pi_p \tag{18.304}$$

Aplicînd regula proporțiilor (numitorul către suma termenilor), se obține:

$$\frac{t_1'-t_2'}{t_1'-t_2''}=\frac{1}{1+\frac{G_1c_1}{G_2c_2}\pi_p}$$

Scanned with OKEN Scanner

sau

$$t_1' - t_2' = (t_1' - t_2'') \frac{1}{1 + \frac{G_1 c_1}{G_2 c_2} \pi_p} \tag{18.305}$$

Înlocuind pe $(t_1'—t_2')$ din ecuația (18.305) cu valoarea din ecuația (18.303), rezultă:

$$t_1' - t_1'' = (t_1' - t_2'') \frac{\pi_p}{1 + \frac{G_1 c_1}{G_2 c_2} \pi_p} \tag{18.306}$$

În ecuația (18.306) valoarea lui π_p se calculează cu G_2 negativ.

Notînd cu π_c fracția din dreapta ecuației (18.306), se obține în final:

$$\Delta t_1 = (t_1' — t_2'')\, \pi_c \tag{18.307}$$

Factorul π_c este o fracție de variabilele G_1c_1/G_2c_2 și kA/G_1c_1, a căror reprezentare este dată de diagrama din fig. 18.21.

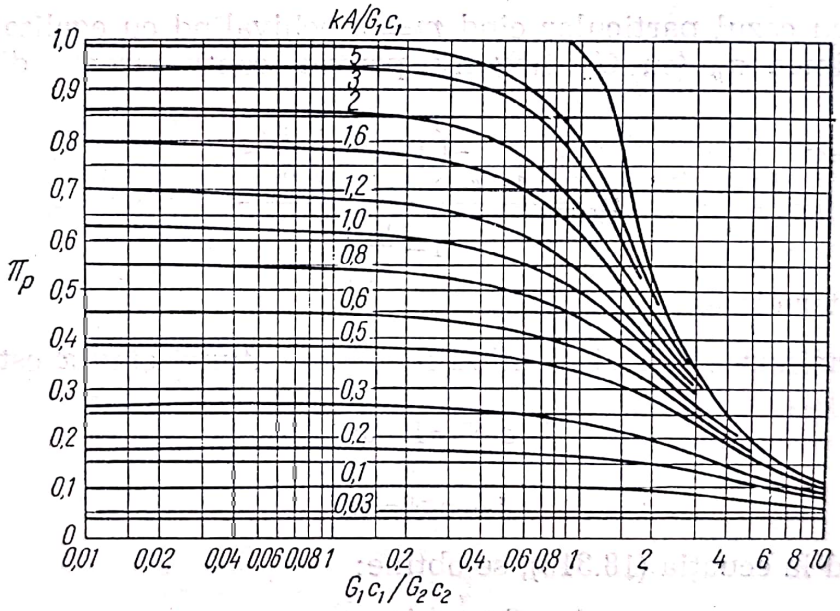


Fig. 18.21. Factorul π_c din ecuația 18.307.

Cu ajutorul factorului π_c se calculează mărimile care interesează transmiterea căldurii în contracurent:

$$\Delta t_1 = (t_1' — t_2'')\, \pi_c \tag{18.308}$$

$$\Delta t_2 = (t_1' — t_2'') \frac{G_1 c_1}{G_2 c_2} \pi_c \tag{18.309}$$

$$t_1'' = t_1' — \Delta t_1 \tag{18.310}$$

$$t_2' = t_2'' + \Delta t_2 \tag{18.311}$$

$$Q = G_1 c_1 \Delta t_1 = G_1 c_1 (t_1' — t_2'')\, \pi_c \tag{18.312}$$

Scanned with OKEN Scanner

Pentru exemplul de la pag. 255, în care,

$$\frac{G_1c_1}{G_2c_2}=1{,}36 \text{ și } \frac{kA}{G_1c_1}=0{,}733$$

se găsește în diagramă (fig. 18.21).

$$\pi_c=0{,}39$$

și apoi cu ajutorul ecuațiilor (18.308)—(18.312):

$$\Delta t_1=75\cdot 0{,}39=29{,}3 \text{ K}$$

$$\Delta t_2=75\cdot 1{,}36\cdot 0{,}39=39{,}8 \text{ K}$$

$$t_1''=95{,}0-29{,}3=65{,}7 \text{ °C}$$

$$t_2'=20{,}0+39{,}8=59{,}8 \text{ °C}$$

$$Q=0{,}8333\cdot 4{,}187\cdot 10^3\cdot 29{,}3=102\,300 \text{ W}$$
$$=3\,000\cdot 1{,}0\cdot 29{,}3=87\,900 \text{ kcal/h}.$$

Diferențele, față de valorile calculate la pag. 255, provin din precizia grafică și scara mică a diagramei din fig. 18.21.

a) Pentru cazul particular cînd $m=0$, echivalînd cu egalitatea $G_1c_1=G_2c_2$, mărimea π_p (cu G_2 negativ pentru contracurent) din ecuația (18.306)

$$\pi_p=\frac{1-e^{-\left(1-\frac{G_1c_1}{G_2c_2}\right)\frac{kA}{G_1c_1}}}{1-\frac{G_1c_1}{G_2c_2}} \tag{18.313}$$

devine nedeterminată.

Nedeterminarea se ridică ținînd seamă ca, atunci cînd x este mic față de unitate,

$$e^{-x}=1-x \tag{18.314}$$

sau

$$1-e^{-x}=x \tag{18.315}$$

Aplicînd la ecuația (18.313), se obține:

$$\pi_p=\frac{\left(1-\frac{G_1c_1}{G_2c_2}\right)\frac{kA}{G_1c_1}}{1-\frac{G_1c_1}{G_2c_2}}=\frac{kA}{G_1c_1}=\frac{kA}{Gc} \tag{18.316}$$

Introducînd această valoare a lui π_p în ecuația (18.316), rezultă:

$$t_1'-t_1''=(t_1'-t_2'')\frac{\frac{kA}{Gc}}{1+\frac{kA}{Gc}}=(t'-t'')\frac{1}{\frac{Gc}{kA}+1} \tag{18.317}$$

$$\Delta t_1=(t_1'-t_2'')\frac{1}{\frac{Gc}{kA}+1} \tag{18.318}$$

Scanned with OKEN Scanner

$$\Delta t_2 = (t_1' - {}_2''t) \frac{1}{\frac{Gc}{kA} + 1} \tag{18.319}$$

$$Q = (t_1' - t_2'') \frac{Gc}{\frac{Gc}{kA} + 1} \tag{18.320}$$

În aceste ecuații $Gc = G_1c_1 = G_2c_2$.

Observații asupra calculelor precedente:

— Rezultatele precedente au fost obținute considerînd că în schimbător fluidele cedează sau primesc căldură sensibilă. Dacă unul dintre fluide cedează sau primește căldură latentă (transfer termic cu schimbare de stare fizică), calculul precedent se aplică cu observația că variația de temperatură dt_1 sau dt_2 din ecuațiile (18.271) și (17.272) este nulă. Rezultă atunci că $m = 1/G_1c_1$ sau $m = 1/G_2c_2$, după cum fluidul rece sau fluidul cald rămîne la temperatură constantă în timpul trecerii prin schimbătorul de căldură.

— Bineînțeles, se poate întîmpla ca numai pe o porțiune a schimbătorului să intervină cedare sau primire de căldură latentă; de exemplu, dacă fluidul cald este abur supraîncălzit, în prima porțiune a schimbătorului aburul cedează căldura sensibilă de supraîncălzire, pînă devine abur saturat, într-o a doua porțiune a schimbătorului aburul saturat cedează căldura (latentă) de vaporizare pînă la condensare totală, iar în ultima porțiune condensatul cald cedează căldură sensibilă, răcindu-se. În aceste cazuri se împarte schimbătorul de căldură în porțiuni care se tratează separat.

— Cînd temperatura variază mult sau cînd se cere o precizie mai mare, adică atunci cînd variația cu temperatura a mărimilor k și c nu mai poate fi desconsiderată, se lucrează împărțind schimbătorul de căldură în porțiuni cu variație mică de temperatură sau se rezolvă prin integrare grafică.

18.3.2. Transferul termic la temperaturi variabile, în regim nestaționar

În regim nestaționar de transfer termic, cîmpul de temperatură variază în timp. Tratarea analitică a problemelor de transfer termic în regim nestaționar este, în general, dificilă.

Vor fi expuse, în continuare, cîteva exemple simple, cu aplicații practice.

18.3.2.1. **Încălzirea fluidelor: variația temperaturilor numai în timp.** Exemplul cel mai simplu este transmiterea căldurii între două fluide destul de bine agitate pentru a putea considera că înăuntrul fiecărui fluid temperatura este uniformă.

Se consideră un recipient bine izolat împărțit, printr-un perete, în două compartimente în care se găsesc cele două lichide, cu temperaturi diferite, bine agitate.

Scanned with OKEN Scanner

Vor fi folosite următoarele notații:

c — căldura masică a lichidelor;
k — coeficientul total de transfer termic prin peretele despărțitor;
m — mărime definită de ecuația (18.327);
q — căldura transmisă în timpul τ;
t — temperatura lichidelor la un moment oarecare;
t' — temperatura inițială a lichidelor;
A — aria peretelui despărțitor, prin care se transmite căldură;
G — masa lichidelor;
τ — timpul;
$t=t_1-t_2$ — diferența dintre temperaturile lichidelor la momentul τ;
$\Delta t'=t_1'-t_2'$ — diferența dintre temperaturile inițiale ale lichidelor (la $\tau=0$);
Δt_m — media logaritmică a diferențelor de temperatură, definită de ecuația (18.337).

Indicii 1 și 2 se referă la lichidul cald și, respectiv, la lichidul rece.

Temperaturile inițiale t_1' și t_2' ale lichidelor variază în timp apropiindu-se una de cealaltă. La momentul τ, cînd lichidele au temperaturile t_1 și t_2, căldura transmisă în intervalul scurt de timp $d\tau$ este:

$$dq=kA(t_1-t_2)d\tau \tag{18.321}$$

Această căldură este cedată de lichidul cald, a cărui temperatură scade cu dt_1:

$$dq=G_1c_1\,dt_1 \tag{18.322}$$

și este primită de lichidul rece a cărui temperatură crește cu dt_2

$$dq=G_2c_2\,dt_2 \tag{18.323}$$

Semnul minus, în ecuația (18.322) arată că dq este căldura cedată. Ultimele două ecuații pot fi scrise în forma:

$$dt_1=-dq/G_1c_1 \tag{18.324}$$

$$dt_2=dq/G_2c_2 \tag{18.325}$$

Scăzînd ecuația (18.325) din ecuația (18.324), se obține:

$$dt_1-dt_2=-\left(\frac{1}{G_1c_1}+\frac{1}{G_2c_2}\right)dq$$

sau

$$d(t_1-t_2)=-mdq \tag{18.326}$$

unde

$$m=\frac{1}{G_1c_1}+\frac{1}{G_2c_2} \tag{18.327}$$

Din eliminarea lui dq din ecuațiile (18.321) și (18.326) rezultă:

$$\frac{d(t_1-t_2)}{t_1-t_2}=-mkA\,d\tau \tag{18.328}$$

Scanned with OKEN Scanner

Integrînd între momentul inițial ($\tau=0$) și un moment oarecare τ,

$$\int_{t_1'-t_2'}^{t_1-t_2} \frac{d(t_1-t_2)}{t_1-t_2} = -mkA \int_0^{\tau} d\tau \tag{18.329}$$

se obține:

$$\ln \frac{t_1-t_2}{t_1'-t_2'} = -mkA\tau \tag{18.330}$$

sau

$$\ln \frac{\Delta t}{\Delta t'} = -mkA\tau \tag{18.331}$$

sau încă

$$\Delta t = \Delta t' \, e^{-mkA} \tag{18.332}$$

Se verifică faptul că pentru momentul inițial ($\tau=0$), $\Delta t=\Delta t'$ și că după un timp foarte lung ($\tau \longrightarrow \infty$), $\Delta t \longrightarrow 0$, adică cele două temperaturi tind să se egaleze.

Integrînd ecuația (18.326), pusă sub forma:

$$dq = -\frac{d(t_1-t_2)}{m} \tag{18.333}$$

între limitele $t_1'-t_2'=\Delta t'$ și $t_1-t_2=\Delta t$, se obține:

$$q = -\frac{1}{m}(\Delta t - \Delta t') \tag{18.334}$$

Din eliminarea lui m între ecuațiile (18.331) și (18.334) rezultă:

$$q = kA \frac{\Delta t - \Delta t'}{\ln \frac{\Delta t}{\Delta t'}} \tag{18.335}$$

sau

$$q = kA \, \Delta t_m \tau \tag{18.336}$$

în care Δt_m este și aici media logaritmică a diferențelor de temperatură

$$\Delta t_m = \frac{\Delta t' - \Delta t}{\ln \frac{\Delta t'}{\Delta t}} = \frac{\Delta t' - \Delta t}{2{,}303 \lg \frac{\Delta t'}{\Delta t}} \tag{18.337}$$

Rezultă că și în acest caz de transfer termic în regim nestaționar se aplică ecuația generală, cu deosebirea că diferența de temperatură se înlocuiește cu media logaritmică a diferențelor de temperatură.

Exemplu. Într-un recipient despărțit, printr-un perete în două compartimente, se găsesc două lichide, bine agitate, la temperaturi diferite. Cu datele din rîndurile 1—9 din tabelul următor, să se calculeze temperaturile lichidelor după 90 min și căldura transmisă în acest timp prin peretele despărțitor. Pierderile de căldură spre exterior și cele provenite din vaporizarea lichidelor sînt considerate neglijabile.

Scanned with OKEN Scanner

	Date				
1	Cantitatea de lichid cald	G_1	3 000	kg	Dată
2	Cantitatea de lichid rece	G_2	2 000	kg	Dată
3	Căldura masică a lichidului cald	c_1	4,187	kJ/(kg·K)	Dată
	idem		1,0	kcal/(kg·K)	
4	Căldura masică a lichidului rece	c_2	4,605	kJ/(kg·K)	Dată
	idem		1,1	kcal/(kg·K)	
5	Temperatura inițială a lichidului cald	t_1'	95	°C	Dată
6	Temperatura inițială a lichidului rece	t_2'	20	°C	Dată
7	Coeficientul total de transfer	k	465	W/(m²·K)	Dat
	idem		400	kcal/(m²·h·K)	
8	Aria peretelui despărțitor	A	2	m²	Dată
9	Timpul	τ	90	min.	Dat
	idem		5 400	s	(9)·60
	idem		1,5	h	(9)/60
	Căldura transmisă în 90 min.				
10	Mărimea m	m	$0{,}1884 \cdot 10^{-6}$	K/W	Ec. (18.327)
	idem		$0{,}787 \cdot 10^{-3}$	h·K/kcal	
11	ln $(\Delta t/\Delta t')$		—0,9444		—(7) (8) (9) (10)
12	lg $(\Delta t/\Delta t')$		—0,4102		(11)/2,303
	idem		1,5898		
13	$\Delta t/\Delta t'$		0,3889		Tab. logaritm.
14	Diferența inițială a temperaturii	$\Delta t'$	75	K	(5)—(6)
15	Diferența temp. după 90 min.	Δt	29,2	K	(13)·(14)
16	Media logaritmică a diferențelor de timp	Δt_m	48,5	K	Ec. (18.237)
17	Căldura transmisă în 90 min.	q	243 500	kJ	(7) (8) (9) (16)
	idem		58 200	kcal	
	Temperaturile lichidelor după 90 min.				
18	Scăderea temperaturii lichidului cald	Δt_1	19,4	K	(17)/(1) (2)
19	Temperatura lichidului după 90 min.	t_1	75,6	°C	(5)—(18)
20	Creșterea temperaturii lichidului rece	Δt_2	26,5	K	(17)/(2) (4)
21	Temperatura lichidului rece după 90 min.	t_2	46,5	°C	(6)+(20)

18.3.2.2. **Încălzirea fluidelor: variația temperaturilor în timp și spațiu.** Dintre exemplele din literatură va fi expusă următoarea problemă importantă, studiată de *Kasatkin.*

Scanned with OKEN Scanner

Lichidul cald dintr-un recipient prevăzut cu agitator (pentru uniformizarea temperaturii) este răcit cu ajutorul unei serpentine prin care curge apă rece. Se cunoaşte temperatura iniţială a lichidului din recipient, temperatura apei reci la intrarea în serpentină şi proprietăţile geometrice şi termice ale sistemului. Să cere să se determine temperatura lichidului

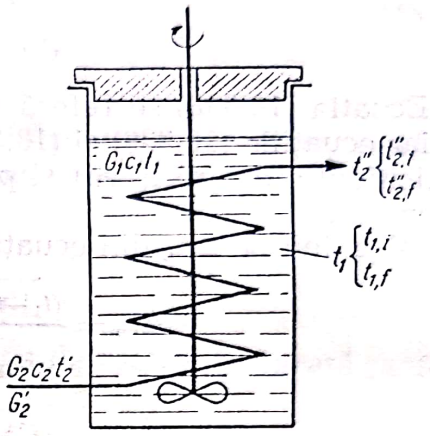


Fig. 18.22. Exemplu de transfer termic cu variaţia temperaturilor în timp şi spaţiu (regim nestaţionar).

din recipient şi temperatura apei de răcire la ieşirea din serpentină la un moment oarecare, cum şi cantitatea de apă necesară pentru răcirea lichidului pînă la temperatura dată. Schema de principiu a răcitorului este arătată în fig. 18.22.

Notaţii:

c_1 este căldura masică a lichidului din recipient;
c_2 — căldura masică a apei de răcire;
k — coeficientul total de transfer termic;
q — căldura transmisă în timpul τ;
t_1 — temperatura lichidului din recipient la un moment oarecare τ;
t_2' — temperatura (constantă) a lichidului de răcire, la intrarea în serpentină;
t_2'' — temperatura lichidului la răcire, la ieşirea din serpentină la un moment oarecare;
$t_{2,m}''$ — temperatura medie, la ieşirea din serpentină, a lichidului de răcire;
A — aria serpentinei, prin care se transmite căldura;
B — constantă definită de ecuaţia (18.343);
G_1 — cantitatea de lichid de răcire necesară pentru a aduce lichidul din recipient la temperatura $t_{1,f}$;
G_2 — debitul lichidului de răcire;
τ — timpul;
Δt_m — media logaritmică a diferenţelor de temperatură, definită de ecuaţia (18.341);
$\Delta' t_m$ — media diferenţelor de temperatură, definită de ecuaţia (18.350).

Indicii i şi f se referă la momentul iniţial şi la momentul final al operaţiei de răcire.

Scanned with OKEN Scanner

Se poate considera că într-un interval de timp $d\tau$, transmiterea de căldură se face în regim staționar. Căldura dq, transmisă în intervalul de timp $d\tau$, de la lichidul cald la lichidul rece, este dată de ecuațiile:

$$dq = kA\Delta t_m \, d\tau \tag{18.338}$$

$$dq = -G_1 c_1 \, dt_1 \tag{18.339}$$

$$dq = G_2 c_2 \, (t_2'' - t_2') \, d\tau \tag{18.340}$$

Ecuația (18.338) se referă la transferul termic prin peretele serpentinei, iar ecuațiile (18.339) și (18.340) sînt ecuațiile calorimetrice pentru răcirea lichidului din recipient și pentru încălzirea lichidului care circulă prin serpentină.

Înlocuind pe Δt_m din ecuația (18.338) cu forma dezvoltată:

$$\Delta t_m = \frac{(t_1 - t_2') - (t_1 - t_2'')}{\ln \dfrac{t_1 - t_2'}{t_1 - t_2''}} = \frac{t_2'' - t_2'}{\ln \dfrac{t_1 - t_2'}{t_1' - t_2''}} \tag{18.341}$$

și eliminînd pe $(t_2'' - t_2')$ din ecuațiile (18.340) și (18.341), se obține:

$$\ln \frac{t_1 - t_2'}{t_1 - t_2''} = \frac{kA}{G_2' c_2} \tag{18.342}$$

Deoarece expresia $kA/G_2' c_2$ depinde numai de constantele aparatului și de condițiile de lucru, valoarea ei rămîne constantă în timpul răcirii; se poate deci introduce constanta B definită de ecuația:

$$B = \frac{t_1 - t_2'}{t_1 - t_2''} \tag{18.343}$$

Ecuația (18.338) devine:

$$dq = kA \frac{t_2'' - t_2'}{\ln B} \, d\tau \tag{18.344}$$

Prin eliminarea lui t_2'' din ultimele două ecuații, se ajunge la:

$$dq = kA(t_1 - t_2') \frac{B-1}{B \ln B} \, d\tau \tag{18.345}$$

și după integrare între temperaturile $t_{1,i}$ și $t_{1,f}$:

$$\ln \frac{t_{1,i} - t_2'}{t_{1,f} - t_2'} = \frac{kA}{G_1 c_1} \frac{B-1}{B \ln B} \tau \tag{18.346}$$

Căldura transmisă de la începutul răcirii pînă în momentul τ, se deduce din integrarea ecuației (18.339).

$$q = G_1 c_1 (t_{1,i} - t_{1,f}) \tag{18.347}$$

Din eliminarea lui $G_1 c_1$ din ultimele două ecuații, se obține în final:

$$q = kA \frac{t_{1,i} - t_{1,f}}{\ln \dfrac{t_{1,i} - t_2'}{t_{1,f} - t_2'}} \frac{B-1}{B \ln B} \tau \tag{18.348}$$

Scanned with OKEN Scanner

sau

$$q=kA\,\Delta' t_m\tau \tag{18.349}$$

în care $\Delta' t_m$ este o medie logaritmică definită de ecuația:

$$\Delta' t_m=\frac{t_{1,i}-t_{1,f}}{\ln\dfrac{t_{1,i}-t_2'}{t_{1,f}-t_2'}}\,\frac{B-1}{B\ln B} \tag{18.350}$$

Prima fracție este media logaritmică între $(t_{1,i}-t_2')$ și $(t_{1,f}-t_2')$; a doua fracție este, de asemenea, o medie logaritmică între 1 și $1/B$, ceea ce se recunoaște scriind fracția în forma:

$$\frac{B-1}{B\ln B}=\frac{1-1/B}{\ln[1/(1/B)]}$$

Ecuația calorimetrică (18.340), pentru apa de răcire, integrată pe toată durata operației, este:

$$q=G_2'c_2\,(t_{2,m}''-t_2') \tag{18.351}$$

de unde rezultă cantitatea de apă de răcire necesară:

$$G_2=G_2'\tau=\frac{q}{c_2(t_{2,m}''-t_2')} \tag{18.352}$$

Valoarea temperaturii medii $t_{2,m}''$ rezultă din ecuația:

$$q=G_2'c_2\,(t_{2,m}''-t_2')\tau=kA\Delta' t_m\,\tau \tag{18.353}$$

de unde,

$$t_{2,m}''=\frac{kA}{G_2'c_2}\,\Delta' t_m+t_2' \tag{18.354}$$

Temperatura lichidului de răcire, la ieșirea din serpentină variază între $t_{2,i}''$ și $t_{2,f}''$ și se obține din ecuația (18.343), în care se înlocuiește t_1 cu $t_{1,i}$ și $t_{1,f}$:

— la începutul operației: $t_{2,i}''=\dfrac{(B-1)t_{1,i}+t_2'}{B}$ (18.355)

— la sfîrșitul operației: $t_{2,f}''=\dfrac{(B-1)t_{1,f}+t_2'}{B}$ (18.356)

Exemplu. Să se determine timpul necesar, cantitatea de apă de răcire și temperaturile inițiale și finale la ieșirea apei de răcire, cînd un lichid este răcit cu ajutorul unei serpentine prin care curge apă de răcire, în condițiile de la punctele 1—9 din tabelul următor:

1	Cantitatea de lichid din recipient	G_1	3 000	kg	Dată
2	Căldura masică a lichidului	c_1	4,605	kJ/kg·K	Dată
	idem		1,1	kcal/(kg·K).	
3	Debitul apei de răcire	G_2'	0,5555	kg/s	Dat
	idem		2 000	kg/h	
4	Căldura masică a lichidului de răcire	c_2	4,187	kJ/(kg·K)	Dată
	idem		1,0	kcal/(kg·K)	

Scanned with OKEN Scanner

5	Temperatura inițială a lichidului din recipient $t_{1,i}$	95	°C	Dată
6	Temperatura finală a lichidului din recipient $t_{1,f}$	20	°C	Dată
7	Temperatura inițială a apei de răcire t_2'	10	°C	Dată
8	Aria suprafeței de transfer a serpentinului A	3	m^2	Dată
9	Coeficientul total de transfer k	465	$W/(m^2 \cdot K)$	Dat
	idem	400	$kcal/(m^2 \cdot h \cdot K)$	
	Cantitatea necesară de apă de răcire			
10	Răcirea lichidului din recipient $t_{1,f}—t_{1,i}$	75	K	(5)—(6)
11	Căldura luată de apa de răcire q	$1\,036 \cdot 10^3$	kJ	(1)(2)(10)
	idem	247 500	kcal	
12	Expresia $kA/G_2'c_2$ ln B	0,600	—	(9)(8)/(3)(4)
13	lg B lg B	0,2605	—	(12)2,303
14	B B	1,822	—	Tab. logarit.
15	Media diferenței de temperatură Δt_m	26,3	K	Ec. (18.350)
16	Temperatura medie de ieșirea apei de răcire $t_{2,m}''$	25,8	K	Ec. (18.354)
17	Cantitatea necesară de apă de răcire G_2	15 660	kg	Ec. (18.352)
	Durata răcirii			
18	Durata răcirii τ	28 190	s	(17)/(3)
	idem	7 h 48′		
	Temperatura apei de răcire la ieșire			
19	Temperatura apei de răcire la ieșire la $\tau=0$ $t_{2,i}''$	48,3	°C	Ec. (18.355)
20	Temperatura apei de răcire la $\tau=7$ h și 48′ $t_{1,f}''$	14,5	°C	Ec. (18.356)

Pentru încălzirea lichidului cu ajutorul unei serpentine prin care curge un lichid cald, considerațiile precedente se aplică, cu următoarele schimbări de notații față de cele de la pag. 263.

c_1 este căldura masică a lichidului de încălzire;
c_2 — căldura masică a lichidului din recipient;
t_1' — temperatura (constantă) a lichidului de încălzire, la intrare în recipient;
t_1'' — temperatura lichidului de încălzire la ieșirea din serpentin, la un moment oarecare;
$t_{1,m}''$ — temperatura medie a lichidului de încălzire la ieșirea din recipient, după ecuația (18.363);

Scanned with OKEN Scanner

t_2 — temperatura lichidului din recipient, la un moment oarecare;
B — mărime definită de ecuația (18.357);
G_1 — cantitatea lichidului de încălzire, necesară pentru aducerea lichidului din recipient la temperatura $t_{2,f}$;
G_1' — debitul lichidului de încălzire;
Δt_m — media logaritmică a diferențelor de temperatură, definită de ecuația (18.359);
$\Delta' t_m$ — diferența medie de temperatură, definită de ecuația (18.360).

Indicii i și f se referă la momentul inițial și la momentul final al operației de încălzire.

Printr-un raționament asemănător cu cel de la pag. 264, se ajunge la următoarele rezultate:

$$B=\frac{t_1'-t_2}{t_1''-t_2} \tag{18.357}$$

$$\frac{kA}{G_1'c_1}=\ln B=\text{const.} \tag{18.358}$$

$$\Delta t_m=\frac{(t_1'-t_{2,i}'')-(t_1'-t_{2,f}'')}{\ln\frac{t_1'-t_{2,i}''}{t_1'-t_{2,f}''}}=\frac{t_{2,f}''-t_{2,i}''}{\ln\frac{t_1'-t_{2,i}''}{t_1'-t_{2,f}''}} \tag{18.359}$$

$$\Delta' t_m=\frac{t_{2,f}''-t_{2,i}'}{\ln\frac{t_1'-t_{2,i}''}{t_1'-t_{2,f}''}}\cdot\frac{B-1}{B\ln B} \tag{18.360}$$

$$q=kA\,\Delta' t_m\,\tau \tag{18.361}$$

$$G_1=G_1'\tau=\frac{q}{c_1(t_1'-t_{1,m}'')} \tag{18.362}$$

$$t_{1,m}''=t_1'-\Delta' t_m\ln B \tag{18.363}$$

$$t_{1,i}''=\frac{(B-1)t_{2,i}+t_1'}{B} \tag{18.364}$$

$$t_{1,f}''=\frac{(B-1)t_{2,f}+t_1'}{B} \tag{18.365}$$

18.3.2.3. **Încălzirea corpurilor solide.** Încălzirea corpurilor solide se face în regim nestaționar, cu variația în timp a cîmpului de temperatură.

Dacă un obiect cu temperatura uniformă t, este adus într-un mediu cu temperatura t' el se încălzește (sau se răcește) treptat, temperatura lui tinzînd către t'. Încălzirea se face progresiv, de la exterior către interior; temperatura variază mai repede în punctele mai apropiate de suprafață decît în cele situate mai adînc în interiorul obiectului.

În fig. 18.23 sînt arătate curbele care reprezintă variația în timp a temperaturilor unor puncte situate la diferite adîncimi într-un cilindru de lemn, cu diametrul de 300 mm, adus într-o cameră cu abur de 127°C.

Scanned with OKEN Scanner

În modul cel mai general, problema transferului termic prin corpuri solide, în regim nestaționar, se pune în modul următor: cunoscînd cîmpul de temperatură al unui sistem, la un moment oarecare, și legea de variație a temperaturii în mediul exterior, se cere să se determine cîmpul de temperatură și entalpia sistemului la un alt moment.

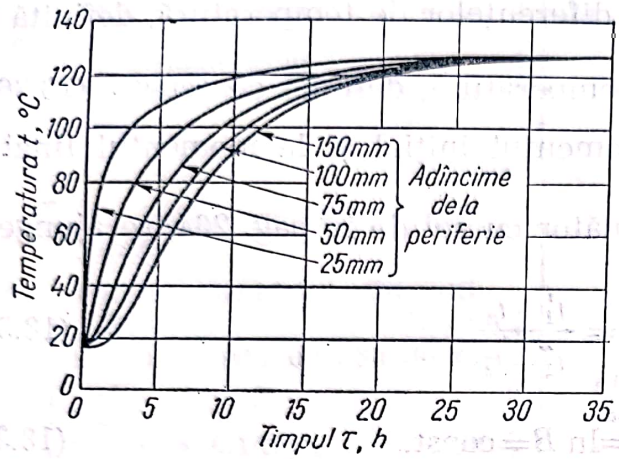


Fig. 18.23. Variația temperaturii într-un cilindru de lemn încălzit din exterior.

Tratarea teoretică a problemei se face pe baza ecuației lui Fourier (18.19):

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} = a\left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial t^2}{\partial z^2}\right) \qquad (18.366)$$

care exprimă relația dintre temperatură t, timp τ și difuzivitatea termică a într-un punct de coordonate x, y, z.

Integrarea ecuației se face, ținînd seama de forma obiectului încălzit și de condițiile inițiale; se ajunge la relații complicate care, pentru a fi utilizate, sînt prezentate sub formă de diagrame în coordonate convenabile.

Se prezintă în continuare: a) rezultatul integrării pentru cazul simplu al unei plăci, b) metoda *Gourney-Lurie* pentru sfere și c) metoda diferențelor finite a lui *Schmidt*.

a) *Încălzirea unei plăci, în regim nestaționar*. Pentru o placă cu suprafață infinită, transferul termic de la mediul exterior se face într-o singură direcție, perpendiculară pe suprafața plăcii. În aceste condiții, ecuația lui Fourier (18.366) devine:

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} = a\,\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} \qquad (18.367)$$

Se consideră că trecerea căldurii de la mediul exterior la suprafața plăcii se face fără rezistență termică (coeficientul parțial la transfer termic α foarte mare), încît suprafața plăcii ia instantaneu temperatura t' a mediului ambiant. Dacă această ipoteză este satisfăcută, condițiile de integrare sînt:

— la suprafața plăcii ($x=0$) temperatura t' se menține constantă independent de timp;

— pe fața opusă a plăcii — cu grosimea $2\,r_m$ — temperatura variază de la t_i la t' (deci pentru $x=2\,r_m$, $t=t_i$, la $\tau=0$ și este $t=t'$ la $\tau=\infty$).

Soluția integralei este seria convergentă:

$$Y=\frac{t'-t}{t'-t_1}=\frac{4}{\pi}\left\{\exp\left[-\left(\frac{\pi}{2}\right)^2\frac{a\tau}{r_m^2}\right]\sin\frac{\pi x}{2r_m}+\frac{1}{3}\exp\left[-9\left(\frac{\pi}{2}\right)^2\frac{a\tau}{r_m^2}\right]\sin\frac{3\pi x}{2r_m}+\right.$$

$$\left.+\frac{1}{5}\exp\left[-25\left(\frac{\pi}{2}\right)^2\frac{a\tau}{r_m^2}\right]\sin\frac{5\pi x}{2r_m}+\ldots\right. \qquad (18.368)$$

în care t este temperatura căutată, la momentul τ, în punctul situat la adîncimea x de suprafața încălzită.

Căldura totală absorbită de placă de la începutul încălzirii pînă în momentul τ este:

$$q=\int_{x=0}^{x=2r_m}(t'-t)\rho cA\,dx \qquad (18.369)$$

unde:

ρ este densitatea materialului;

c — căldura masică a materialului solid;

A — arie suprafeței plăcii.

b) *Metoda Gourney și Lurie.* Pentru aplicarea mai expeditivă a calculului, se utilizează metoda Gourney și Lurie, care transpune ecuațiile complicate, pentru cazurile cele mai obișnuite: placă, disc, cilindru, sferă, în diagrame semilogaritmice specifice.

Coordonatele acestor diagrame sînt grupurile adimensionale:

— abscisa: $X=\dfrac{\lambda\tau}{\rho cr_m^2}=a\dfrac{\tau}{r_m^2}$ (18.370)

— ordonata: $Y=\dfrac{t'-t}{t'-t_i}$; (18.371)

În fig. 18.24 este dată diagrama pentru sferă.

Diagrama pentru sferă are patru fascicule de linii corespunzînd la valorile $m=2$, $m=1$, $m=0{,}5$ și $m=0$; pentru $m=\infty$ și $m=6$, fasciculele se reduc la cîte o singură linie. Mărimea m este raportul dintre rezistența termică R_s a suprafeței solidului și rezistența termică R_m pînă la centrul sferei:

$$m=\frac{R_s}{R_m}=\frac{1/\alpha}{r_m/\lambda}=\frac{\lambda}{\alpha r_m}; \qquad (18.372)$$

În fiecare fascicul, liniile corespund la valorile 0, 0,2, 0,4, 0,6, 0,8 1,0 ale raportului $n=r/r_m$ dintre distanța r pînă la centrul sferei a unui punct oarecare și raza r_m a sferei.

Exemplu. Să se calculeze: a) durata necesară pentru încălzirea unei bile pînă cînd temperatura din centrul ei atinge o temperatură dată; b) temperatura în acel moment la jumătatea razei și c) temperatura la suprafața bilei. Datele necesare sînt cele din tabelul de mai jos.

Scanned with OKEN Scanner

1	Temperatura mediului ambiant	t'	550	°C	Dată
2	Temperatura inițială a sferei	t_i	50	°C	Dată
3	Coeficientul (parțial) de transfer	α	116	$W/m^2 \cdot K$	Dat
	idem		100	$kcal/(m^2 \cdot h \cdot K)$	
4	Conductivitatea termică a materialului	λ	1,16	$W/(m \cdot K)$	Dată
	idem		1,00	$kcal/(m \cdot h \cdot K)$	
5	Densitatea materialului	ρ	2 000	kg/m^3	Dată
	Greutatea specifică a materialului	γ	2 000	kgf/m^3	Dată
6	Căldura masică a materialului	c'	1,675	$kJ/(kg \cdot K)$	Dată
	idem		0,400	$kcal/(kg \cdot K)$	
7	Raza sferei	r_m	0,020	m	Dată
8	Temperatura finală în centrul sferei	t	500	°C	Dată
	a) *Durata încălzirii*				
9	Raportul m	m	0,50	adimensional	Ec. (18.372)
10	Raportul n pentru centrul sferei	n	0	adimensional	
11	Ordonata	Y	0,10	adimensional	Ec. (18.371)
12	Abscisa	X	6,4	adimensional	Fig. 18.24
13	Durata încălzirii	τ	7 390	s	Ec. (18.370)
			2,05	h	
	b) *Temperatura la jumătatea razei*				
14	Raportul n	n	0,50	adimensional	
15	Abscisa	X	6,4	adimensional	(12)
16	Ordonata	Y	0,08	adimensional	Fig. 18.24
17	Temperatura la jumătatea razei	t	510	°C	Ec. (18.371)
	c) *Temperatura la suprafața bilei*				
18	Raportul n	n	1,00	adimensional	
19	Abscisa	X	6,4	adimensional	(12)
20	Ordonata	Y	0,04	adimensional	Fig. 18.24
21	Temperatura la suprafața sferei	t	530	°C	Ec. (18.371)

c) *Metoda diferențelor finite.* Această metodă numită și metoda lui Schmidt [20] sau *metoda grafică* servește pentru rezolvarea unor probleme de transfer termic în regim nestaționar. Principiul metodei constă în înlocuirea diferențialelor din ecuația lui Fourier (18.367) prin creșteri finite:

$$\frac{\Delta t}{\Delta \tau} = a \frac{\Delta^2 t}{(\Delta x)^2}; \qquad (18.373)$$

Notații:
$a = \lambda/\rho c$ este difuzivitatea termică;
c este căldura masică;

Scanned with OKEN Scanner

k — coeficientul total de transfer termic;
q — căldura acumulată în intervalul de timp $\Delta\tau$, între secțiunile P și R (fig. 18.25);
q — căldura intrată prin secțiunea P, în intervalul de timp $\Delta\tau$;

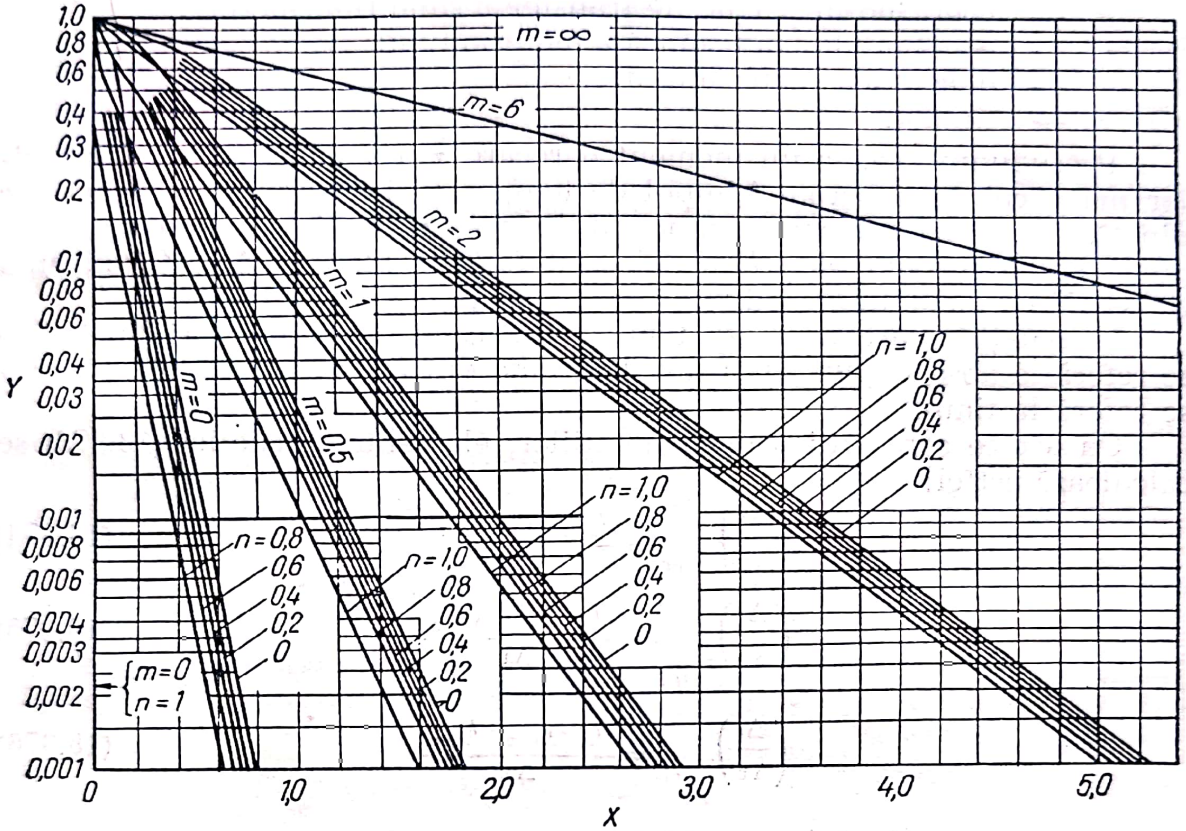


Fig. 18.24. Diagrama *Gourney-Lurie* pentru sferă.

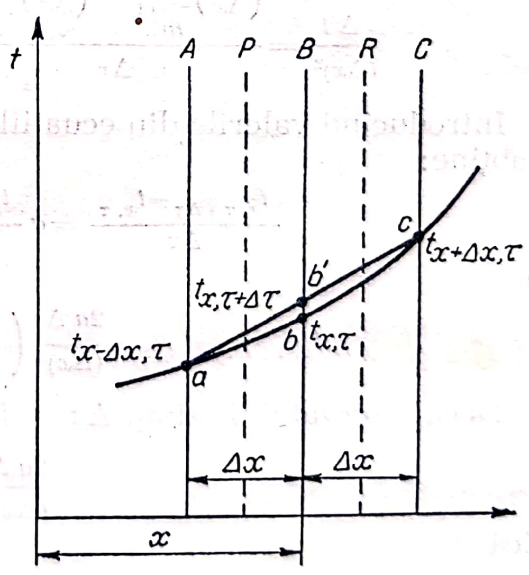


Fig. 18.25. Deducerea metodei diferențelor finite.

q_R — căldura ieșită prin secțiunea R, intervalul de timp $\Delta\tau$;
t — temperatura;
t_f — temperatura fluidului;
t_p — temperatura feței calde a peretelui;

x — coordonata de distanță în direcția transferului termic, perpendicular pe fața peretelui;
A — aria suprafeței peretelui;
Q — căldura transmisă prin perete, în unitatea de timp;
α — coeficientul parțial de transfer termic fluid-perete;
λ — conductivitatea termică a materialului;
ρ — densitatea materialului;
τ — timpul.

Presupunînd că, la un moment oarecare τ, repartizarea temperaturilor înăuntrul unui perete (cîmpul de temperaturi) corespunde curbei *abc* din fig. 18.25, se determină momentul $(\tau+\Delta\tau)$ cînd temperatura unui punct situat într-un plan B echidistant față de planele A și C (distanța AB egală cu distanța $BC=\Delta x$).

În ecuațiile care urmează temperaturile au doi indici: primul indice se referă la abscisa punctului din diagrama din fig. 18.25; al doilea indice se referă la timp.

Cu aceste convenții asupra notațiilor, elementele ecuației (18.373) se calculează astfel:

$$\left(\frac{\Delta t}{\Delta\tau}\right)_{x=\text{ct}} = \frac{t_{x,\tau+\Delta\tau}-t_{x,\tau}}{\Delta\tau} \tag{18.374}$$

$$\left(\frac{\Delta t}{\Delta x}\right)_{\substack{\tau=\text{ct}\\ AB}} = \frac{t_{x,\tau}-t_{x-\Delta x,\tau}}{\Delta x} \tag{18.375}$$

$$\left(\frac{\Delta t}{\Delta x}\right)_{\substack{\tau=\text{ct}\\ BC}} = \frac{t_{x+\Delta x,\tau}-t_{x,\tau}}{\Delta x} \tag{18.376}$$

$$\frac{\Delta^2 t}{(\Delta x)^2} = \frac{\left(\frac{\Delta t}{\Delta x}\right)_{\substack{\tau=\text{ct}\\ BC}} - \left(\frac{\Delta t}{\Delta x}\right)_{\substack{\tau=\text{ct}\\ AB}}}{\Delta x} = \frac{t_{x+\Delta x,\tau}+t_{x-\Delta t,\tau}-2t_{x,\tau}}{(\Delta x)^2} \tag{18.377}$$

Introducînd valorile din ecuațiile (18.374) și (18.377) în ecuația (18.373) se obține:

$$\frac{t_{x,\tau+\Delta\tau}-t_{x,\tau}}{\Delta\tau} = a\,\frac{t_{x+\Delta x,\tau}+t_{x-\Delta x,\tau}-2t_{x,\tau}}{(\Delta x)^2}$$

sau

$$t_{x,\tau+\Delta\tau}=t_{x,\tau}=\frac{2a\,\Delta\tau}{(\Delta x)^2}\left(\frac{t_{x+\Delta x,\tau}+t_{x-\Delta x,\tau}}{2}-t_{x,\tau}\right). \tag{18.378}$$

Dacă intervalul de timp $\Delta\tau$ se fixează așa încît

$$\frac{2a\,\Delta\tau}{(\Delta x)^2}=1 \tag{18.379}$$

adică

$$\Delta\tau=\frac{(\Delta x)^2}{2a} \tag{18.380}$$

ecuația (18.378) devine:

$$t_{x,\tau+\Delta\tau}=\frac{1}{2}\left(t_{x+\Delta x,\tau}+t_{x-\Delta x,\tau}\right) \tag{18.381}$$

Scanned with OKEN Scanner

adică, temperatura într-un punct din planul B, la momentul $(\tau+\Delta\tau)$ este media aritmetică a temperaturilor din planele A și C la momentul τ.

Pe diagrama din fig. 18.25, temperatura $t_{x,\tau+\Delta\tau}$ se găsește deci la intersecția liniei care unește punctele a și c, cu planul B.

Repetînd același procedeu pentru alte plane echidistante, în grosimea peretelui și la alte intervale egale de timp $(\tau+\Delta\tau)$, $(\tau+2\Delta\tau)$ etc., se obține distribuția temperaturilor în toată grosimea peretelui și la orice moment.

O altă cale pentru deducerea metodei lui Schmidt rezultă dintr-un bilanț termic în porțiunea de perete dintre două plane (de exemplu, dintre plantele P și R, fig. 18.25). Gradientul mediu de temperatură între A și B, la momentul τ, este $(t_{x,\tau}-t_{x-\Delta x,\tau})/\Delta_x$ iar între B și C este $(t_{x+\Delta x,\tau}-t_{x,\tau})/\Delta x$.

Căldura care intră prin planul P, în intervalul de tip $\Delta\tau$ este:

$$q_P=\frac{\lambda}{\Delta x}A\,(t_{x-\Delta x,\tau}-t_{x,\tau})\,\Delta\tau \qquad (18.382)$$

iar căldura care iese în același interval de timp prin secțiunea R, este:

$$q_R=\frac{\lambda}{\Delta x}A\,(t_{x,\tau}-t_{x+\Delta x,\tau})\,\Delta\tau. \qquad (18.383)$$

Căldura acumulată între secțiunile P și R, în intervalul de timp $\Delta\tau$, este:

$$q=q_P-q_R=\frac{\lambda}{\Delta x}A\,(t_{x-\Delta x,\tau}+t_{x+\Delta x,\tau}-2t_{x,\tau})\,\Delta\tau. \qquad (18.384)$$

Aceeași căldură se obține și din ecuația calorimetrică pentru încălzirea materialului între secțiunile P și R:

$$q=A(\Delta x)\rho c(t_{x,\tau+\Delta\tau}-t_{x,\tau}) \qquad (18.385)$$

Din ultimele două ecuații și înlocuind $\lambda/\rho c=a$, rezultă:

$$t_{x,\tau+\Delta\tau}-t_{x,\tau}=a\frac{\Delta\tau}{(\Delta x)^2}(t_{x-\Delta x,\tau}+t_{x+\Delta x,\tau}=2t_{x,\tau}) \qquad (18.386)$$

identică în ecuația (18.378).

Exemplu. Peretele unui cuptor este încălzit prin ridicarea bruscă a temperaturii feței interioare a peretelui. Temperaturile ambelor fețe ale peretelui se mențin apoi constante. Se cere să se determine cu ajutorul metodei Schmidt regimul creșterii temperaturilor în grosimea peretelui. Datele numerice sînt cele din rîndurile 1—5 din tabelul următor.

1	Materialul peretelui	Cărămidă refractară		Dat
2	Grosimea peretelui L	0,250	m	Dată
3	Temperatura inițială a peretelui	100	°C	Dată
4	Temperatura (constantă) a feței exterioare	100	°C	Dată
5	Temperatura (constantă) a feței interioară	600	°C	Dată

Scanned with OKEN Scanner

6	Conductivitatea termică a materialului	λ	1,035	W/(m·K)	Tabele
	idem		0,89	kcal/(m·h·K)	
7	Densitatea materialului	ρ	1,845	kg/m^3	Tabele
	Greutatea specifica a materialului	γ	1,845	kgf/m^3	
8	Căldura masică a materialului	c	1,089	kJ/(kg·K)	Tabele
	idem		0,26	kcal/(kg·K)	
9	Difuzivitatea termică	a	$0{,}516 \cdot 10^{-6}$	m^2/s	(6)/(7)(8)
	idem		$1{,}856 \cdot 10^{-3}$	m^2/h	
	Distribuția temperaturilor				
10	Numărul straturilor intermediare		5	m	ales
11	Lățimea unui strat intermediar	Δx	0,050	m	(2)/(10)
12	Intervalele de timp	$\Delta \tau$	2 425	s	Ec. (18.380)
	idem		0,673	h	
13	Distribuția temperaturilor rezultă din tabelul 18.17 și din diagrama din fig. 18.26.				

Tabelul 18.17

Distribuția temperaturilor în exemplul de la pag. 273

n	Temperaturi, în °C, la distanțele					
	0	0,050 m	0,100 m	0,150 m	0,200 m	0,250 m
0	600	100	100	100	100	100
1	600	350		100	100	100
2	600		225	100	100	100
3	600	412		162	100	100
4	600		287		131	100
5	600	444		209		100
6	600		326		154	100
7	600	463		240		100
8	600		352		170	100
9	600	476		261		100
10	600		368		181	100
11	600	484		274		100
12	600		379		187	100
13	600	489		283		100
14	600		386		191	100
15	600	493		289		100
⋮	⋮					
∞	600	500	400	300	200	100

Mărind numărul straturilor intermediare, precizia calculului grafic crește.

În exemplul precedent s-a considerat că temperatura feței interioare a peretelui este constantă, ceea ce revine a considera coeficientul (parțial) de transfer termic pe fața interioară cu valoarea infinit.

Scanned with OKEN Scanner

Metoda Schmidt se aplică și pentru rezolvarea problemelor cînd valoarea acestui coeficient α este finită:

Dintr-un bilanț termic în stratul superficial de grosime dx al peretelui, se obține:

$$\frac{\lambda}{dx} A\, dt = \alpha A(t_f - t_p) \qquad (18.387)$$

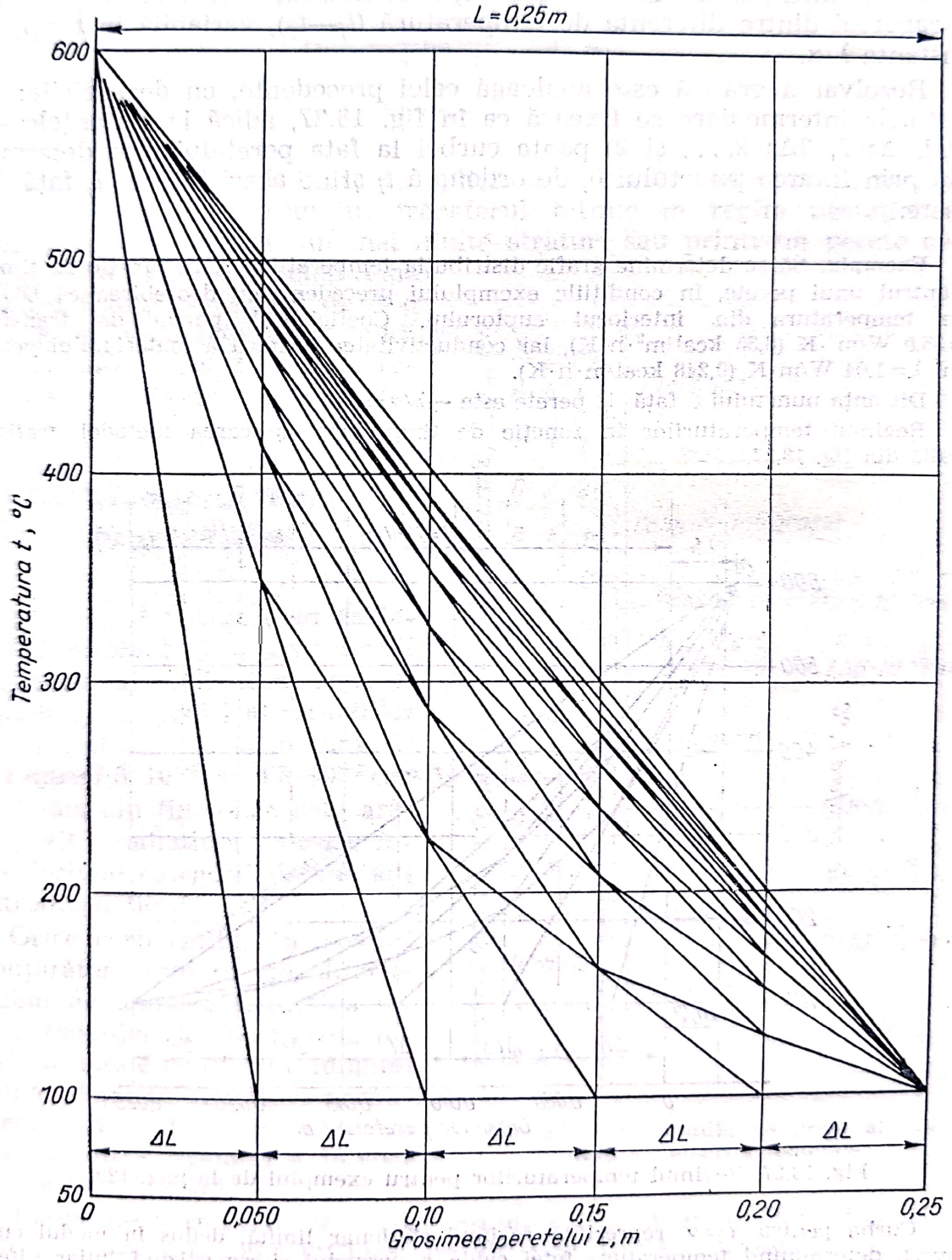


Fig. 18.26. Diagrama distribuției temperaturilor pentru exemplul de la pag. 273.

Scanned with OKEN Scanner

sau

$$\left(\frac{dt}{dx}\right)_{x=0} = \frac{t_f - t_p}{\frac{\lambda}{\alpha}}. \qquad (18.388)$$

Ecuația (18.388) arată că derivata temperaturii în raport cu x pentru $x=0$, adică panta medie a curbei t, x pentru fața peretelui, este egală cu raportul dintre diferența de temperatură $(t_f - t_p)$, variabilă în timp, și constanta λ/α.

Rezolvarea grafică este analoagă celei precedente, cu deosebirile: 1) straturile intermediare se fixează ca în fig. 18.27, adică la distanțele — $\Delta x/2$, $\Delta x/2$, $3\Delta x/2$, ... și 2) panta curbei la fața peretelui este determinată prin fixarea punctului 0, de ordonată t_f și de abscisă — λ/α, față de perete.

Exemplu. Să se determine grafic distribuția temperaturilor, în funcție de timp, înăuntrul unui perete, în condițiile exemplului precedent, cu deosebirea că 600°C este temperatura din interiorul cuptorului. Coeficientul parțial de transfer $\alpha = 35{,}0$ W/m²·K (8,35 kcal/m²·h·K), iar conductivitatea termică a materialului peretelui $\lambda = 1{,}04$ W/m·K (0,248 kcal/m·h·K).

Distanța punctului 0 față de perete este $-\lambda/\alpha = -0{,}03$ m.

Regimul temperaturilor în funcție de timp, prin aplicarea metodei grafice, rezultă din fig. 18.27.

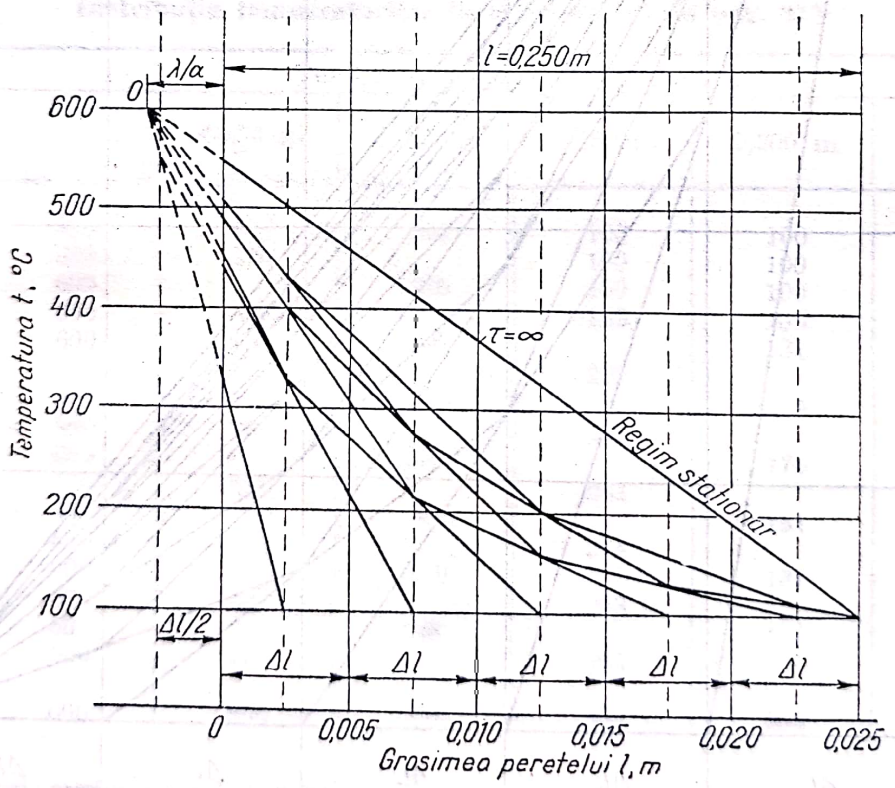


Fig. 18.27. Regimul temperaturilor pentru exemplul de la pag. 129.

Curba pentru $\tau = \infty$ reprezintă regimul staționar limită, dedus în modul cunoscut, determinînd temperatura feței calde a peretelui și repartizînd liniar diferența temperaturilor celor două fețe ale peretelui.

Scanned with OKEN Scanner

Căldura transmisă prin perete în regimul staționar limită este:

$$Q = k\Delta t = \frac{1}{\frac{1}{\alpha} + \frac{L}{\lambda}} \Delta t = \frac{1}{\frac{1}{35} + \frac{0{,}250}{1{,}04}} (600 - 100) = 1\,860 \text{ W/m}^2.$$

Temperatura feței calde a peretelui în regimul staționar limită rezultă din diferența:

$$t_f - t_p = \frac{Q}{\alpha} = \frac{1\,860}{35} = 53 \text{ K}$$

$$t_p = t_f - 53 = 600 - 53 = 547°\text{C}.$$

Metoda diferențelor finite se aplică și la rezolvarea unor probleme mai complicate; de exemplu: transferul termic în regim nestaționar printr-un perete format din mai multe straturi sau printr-un perete cilindric, transferul termic cînd temperatura fluidului variază după o lege cunoscută ș.a. Metoda Schmidt se mai poate aplica și pentru rezolvarea problemelor de difuziune.

18.4. Transferul termic prin radiație

Transferul termic prin radiație se realizează prin transportul de energie al radiațiilor electromagnetice, în special al radiațiilor calorice (infraroșii), cu lungimi de undă între $7{,}8 \cdot 10^{-5}$ și $3{,}3 \cdot 10^{-2}$ cm. În schema din fig. 18.28 este arătată poziția radiațiilor calorice între diferitele categorii de radiații electromagnetice.

Orice corp emite, în spațiul înconjurător, radiații de diferite lungimi de undă. Intensitatea totală a radiației și repartizarea intensității totale pe diferite lungimi de undă depinde de natura corpului emițător, de felul suprafeței lui (lucioasă, mată, oxidată) și, în special, de temperatură.

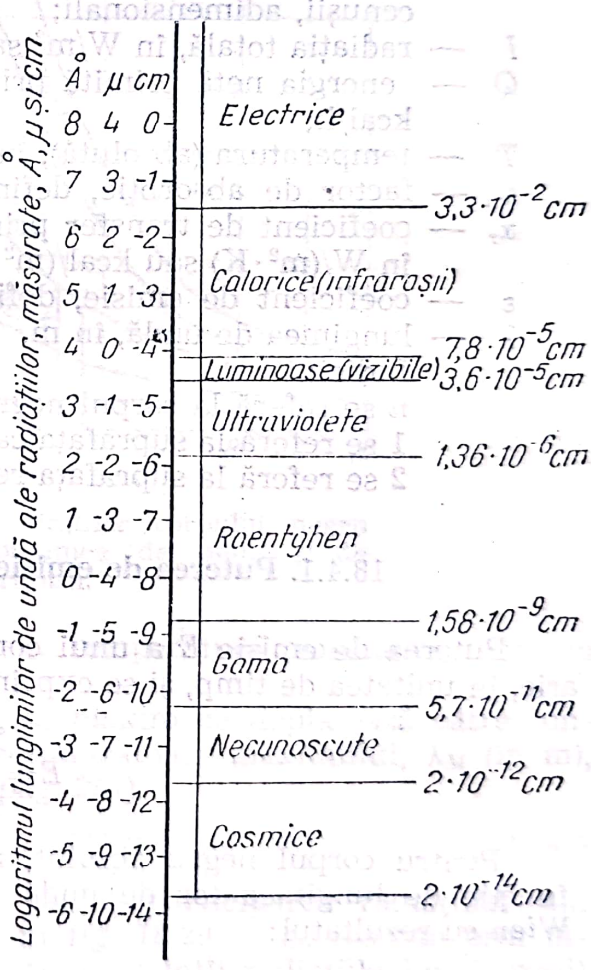


Fig. 18.28. Lungimile de undă ale radiațiilor electromagnetice.

Radiațiile pornesc de la *corpul emițător* și străbat, în linie dreaptă, spațiul înconjurător pînă întîlnesc un alt corp. După proprietățile *corpului radiat* și ale suprafeței sale, razele pot fi absorbite, reflectate sau

lăsate să treacă prin corp; mai des, toate aceste trei acțiuni sînt simultan prezente, cu intensități diferite.

Corpul (teoretic) care absoarbe în întregime radiațiile incidente se numește *corp negru absolut*. Prin absorbție, energia radiațiilor se transformă în căldură.

Notații principale:

i_λ este intensitatea radiațiilor cu lungimi de undă cuprinse între λ și $(\lambda+d\lambda)$, în W/m^3 sau $kcal/(m^3 \cdot h)$;
c_1 — constantă, în W/m^2 sau $kcal/(n^2 \cdot h)$;
c_2 — constanta$=1{,}433 \cdot 10^{-2}$ cm·K;
A — aria suprafeței, în m^2
C — constanta de radiație, în $W/(m^2 \cdot K^4)$ sau $kcal/(m^2 \cdot h \cdot K^4)$;
E — putere de emisie, în W/m^2 sau $kcal/(m^2 \cdot h)$;
F — factor geometric, adimensional;
F — factor definit de ecuația (18.418), care include atît factorul geometric F, cît și efectul coeficienților de emisie ai suprafețelor cenușii, adimensionali;
I — radiația totală, în W/m^2 sau $kcal/(m^2 \cdot h)$;
Q — energia netă primită prin radiațiile de o suprafață, în W sau kcal/h;
T — temperatura (absolută), în K;
α_a — factor de absorbție, definit de ecuația (18.397), adimensional;
α_r — coeficient de transfer prin radiație, definit de ecuația (18.423), în $W/(m^2 \cdot K)$ sau $kcal/(m^2 \cdot h \cdot K)$;
ε — coeficient de emisie, definit de ecuația (18.401) adimensional;
λ — lungimea de undă, în m.

Indici:

n se referă la corpul negru absolut;
1 se referă la suprafața caldă;
2 se referă la suprafața rece.

18.4.1. Puterea de emisie a corpului negru absolut

Puterea de emisie E a unui corp este energia radiată de unitatea de arie, în unitatea de timp, și se exprimă prin ecuația:

$$E = \int_0^\infty i_\lambda \, d\lambda \qquad (18.389)$$

Pentru corpul negru absolut, repartizarea intensității radiațiilor, în funcție de lungimea lor de undă a fost studiată teoretic de *Planck* și *Wien* cu rezultatul:

$$i_\lambda = c_1 \frac{\lambda^{-5}}{e^{\frac{c_2}{\lambda T}} - 1}. \qquad (18.390)$$

Din diagrama din fig. 18.29, ecuația (18.390) este reprezentată grafic: curbele arată distribuția intensității radiațiilor în funcție de lungimea lor de undă, pentru diferite temperaturi ale corpului negru absolut.

Scanned with OKEN Scanner

Din fig. 18.29 rezultă următoarele constatări importante:

— radiațiile de toate lungimile de undă participă la emisie;

— radiațiile calorice (infraroșii) participă cu intensități importante la emisia totală;

— intensitățile radiațiilor cresc repede cu temperatura;

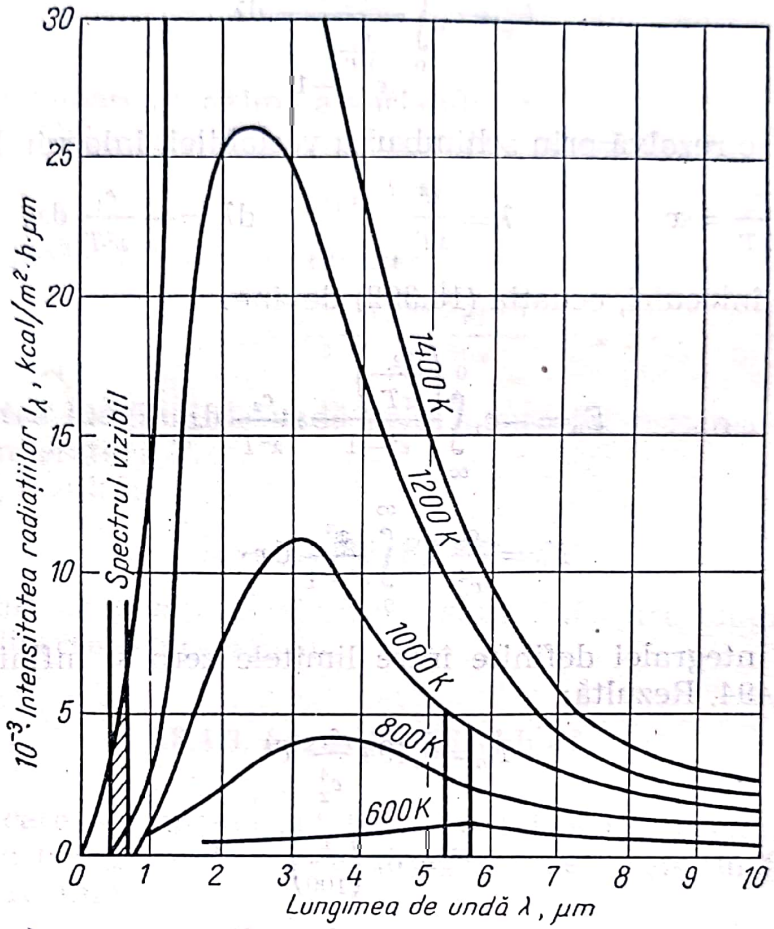


Fig. 18.29. Intensitatea radiațiilor corpului negru absolut în funcție de lungimea de undă și de temperatură.

— curba intensităților, pentru o temperatură constantă, are un maxim;

— cu creșterea temperaturii, acest maxim se deplasează către lungimi de undă mai mici; radiația corespunzătoare maximului, λ_M (în m), se deduce din ecuația lui Wien (v. la pag. 281).

$$\lambda_M = 0{,}2886 \cdot 10^{-2}/T \qquad (18.391)$$

— începînd de la aproximativ 400°C, participarea radiațiilor din spectrul vizibil (luminos) — haşurat în fig. 18.29 — se resimte prin incandescența corpului emițător (radiant); apar întîi radiațiile lungi (roșii) ale spectrului vizibil și apoi, pe măsură ce temperatura crește, intervin și undele mai scurte, culoarea corpului emițător trecînd prin portocaliu și galben de diferite nuanțe la alb. Culoarea devine astfel un mijloc pentru măsurarea temperaturii lui; muncitorii experimentați apreciază, după culoare, temperatura focarului, la care au lucrat mai mult timp, cu precizie de 5—10°C.

Scanned with OKEN Scanner

18.4.2. Legea lui Ștefan și Boltzmann

Introducînd în ecuația (18.389) valoarea lui i_λ din ecuația (18.390), se obține:

$$E_n = c_1 \int_0^\infty \frac{\lambda^{-5}}{e^{\frac{c_2}{\lambda T}} - 1} \, d\lambda. \tag{18.392}$$

Integrala se rezolvă prin schimbarea variabilei, înlocuind,

$$\frac{c_2}{\lambda T} = x \qquad \lambda = \frac{c^2}{xT} \qquad d\lambda = -\frac{c_2}{x^2 T} \, dx.$$

Cu aceste înlocuiri, ecuația (18.392) devine:

$$E_n = -c_1 \int_\infty^0 \frac{\left(\frac{c_2}{xT}\right)^{-5}}{e^x - 1} : \frac{c_2}{x^2 T} \, dx \tag{18.393}$$

$$E_n = \frac{c_1}{c_2^4} T^4 \int_0^\infty \frac{x^2}{e^x - 1} \, dx. \tag{18.394}$$

Valoarea integralei definite între limitele zero și infinit, din ultima ecuație este 6,494. Rezultă:

$$E_n = 6{,}494 \frac{c_1}{c_2^4} T^4$$

sau

$$E_n = \sigma_n \left(\frac{T}{100}\right)^4 \tag{18.395}$$

în care constanta σ_n, numită *constanta de radiație a corpului negru absolut* are valoarea

$$\sigma_n = 5{,}72 \text{ W/(m}^2 \cdot \text{K}^4)$$
$$= 4{,}92 \text{ kcal/(m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{K}^4)$$
$$= 20{,}60 \text{ kJ/(m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{K}^4)$$
$$= 5{,}72 \cdot 10^3 \text{ erg/(cm}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}^4)$$

Ecuația (18.395) este cunoscută ca legea lui *Ștefan* și *Boltzmann*, după care, puterea de emisie a corpului negru absolut depinde numai de temperatură și este proporțională cu temperatura a patra a temperaturii absolute.

Maximul curbei din fig. 18.29 se determină anulînd derivata ecuației acestor curbe (18.390). Derivata este:

$$\frac{di_{\lambda, n}}{d\lambda} = c_1 \frac{-5\left(e^{\frac{c_2}{\lambda T}} - 1\right)\lambda^{-6} + \frac{c_2}{\lambda^2 T} \lambda^{-5} e^{\frac{c_2}{\lambda T}}}{\left(e^{\frac{c_2}{\lambda T}} - 1\right)^2}.$$

Scanned with OKEN Scanner

Anulînd derivata și înlocuind $c_2/\lambda T=x$, se obține după simplificări:

$$e^{x_M}=\frac{1}{1-0{,}2\,x_M}$$

sau

$$x_M=5\,(1-e^{-x_M}) \tag{18.396}$$

în care x_M este valoarea maximă a variabilei x.

Ecuația (18.396) se rezolvă prin încercări, cu rezultatul:

$$x_M=4{,}965$$

înlocuind $c_2=1{,}433\cdot 10^{-2}\,\mathrm{m\cdot K}$, se obține:

$$4{,}965=\frac{1{,}433\cdot 10^{-2}}{\lambda_M T}$$

λ_M fiind valoarea lungimii de undă pentru care intensitatea radiației este maximă, la temperatura T.

Rezolvînd, rezultă:

$$\lambda_M=0{,}2886\cdot 10^{-2}/T\ \mathrm{m}$$

ceea ce confirmă observația deplasării maximului către lungimi mai mici de undă, cu ridicarea temperaturii.

18.4.3. **Legea lui Kirchhoff**

Corpurile care nu au proprietatea corpului negru absolut absorb numai o parte din energia radiantă incidentă. Se definește un *factor de absorbție* α_a prin relația:

$$\alpha_a=\frac{\text{energia radiantă absorbită}}{\text{energia radiantă incidentă}}. \tag{18.397}$$

Pentru corpul negru absolut factorul de absorbție este egal cu unitatea.

Într-o incintă cu temperatura T, se consideră un corp negru absolut și un corp cu factorul de absorbție α_a. Notînd cu I radiația incintei (radiația incidentă) corespunzătoare temperaturii T se poate scrie, cînd sistemul a ajuns la echilibru termic (A_n și A fiind ariile celor două corpuri):

Energia absolută=energia emisă

Pentru corpul negru absolut:

$$IA_n=E_nA_n \tag{18.398}$$

Pentru celălalt corp:

$$I\alpha_aA=EA \tag{18.399}$$

Deci

$$I=E_n=\frac{E}{\alpha_a}, \tag{18.440}$$

Scanned with OKEN Scanner

Ultima relație exprimă *legea lui Kirchhoff; raportul dintre puterea de emisie a unui corp și factorul lui de absorbție este constant și egal* (pentru toate corpurile) *cu puterea de emisie a corpului negru absolut.* Corpurile cu putere mică de emisie au factorul de absorbție mic, și invers. Corpul negru absolut cu factorul de absorție cel mai mare ($\alpha_{a,n}=1$) are și cea mai mare putere de emisie.

Raportul ε dintre puterea de emisie E a unui corp oarecare și puterea de emisie E_n a corpului negru absolut, la aceeași temperatură, se numește *coeficient de emisie.*

$$\varepsilon=\frac{E}{E_n}. \tag{18.401}$$

Din ecuațiile (18.392) și (18.394) rezultă egalitatea $\alpha_a=\varepsilon$, care este o altă formulare a legii lui *Kirchhoff: factorul de absorbție al unui corp oarecare este egal cu coeficientul lui de emisie.*

Dacă se poate admite — pentru un corp — că la toate temperaturile și pentru toate lungimiile de undă există proporționalitatea:

$$i_\lambda / i_{\lambda,n}=L=\text{const.} \tag{18.402}$$

între intensitățile de radiație ale acelui corp și cele ale corpului negru absolut, puterea lui de emisie este:

$$E=\sigma\left(\frac{T}{100}\right)^4 \tag{18.403}$$

sau

$$E=\varepsilon\sigma_n\left(\frac{T}{100}\right)^4. \tag{18.404}$$

Corpul care îndeplinește condiția ecuației (18.402) se numește *corp cenușiu absolut.* Se obișnuiește să se aproximeze ca avînd proprietatea corpului cenușiu absolut, corpurile care intervin obișnuit în calculele tehnice pereții refractari ai cuptoarelor, materialele introduse în cuptoare etc. În tabelul 18.18 sînt indicați coeficienții de emisie ai unor materiale.

18.4.4. **Legea lui Lambert**

Legea lui Lambert servește pentru determinarea radiației emise de o suprafață, după o direcție dată și a raportului dintre radiația normală și radiația totală a suprafeței.

Se consideră (fig. 18.30) un element dA_1 din suprafața unui corp cald și dA_2 un element din suprafața unui corp rece, făcînd parte dintr-o suprafață sferică cu centrul în centrul elementului dA_1.

Căldura transmisă prin radiație de la dA_1 la dA_2 este dată de ecuația:

$$dQ_\varphi=dQ_N\, d\Omega\cos\varphi \tag{18.405}$$

care exprimă *legea lui Lambert: căldura* dQ_φ *radiată de un element de suprafață* dA_1 *asupra unui element de suprafață* dA_2 *este egală cu căldura* dQ_N, *radiată după normala la elementul radiant, înmulțită cu un-*

Scanned with OKEN Scanner

Tabelul 18.18

Coeficienți de emisie

Materialul	Temperatura [°C]	Coeficientul de emisie ε
Alamă laminată, suprafața naturală	22	0,06
Aluminiu lustruit	225—575	0,039—0,057
Apă	0—100	0,95—0,963
Argint în foi, lustruit	225—625	0,0198—0,0324
Cărămidă *Dinas* cu suprafața rugoasă fără glazură	100	0,80
Cărămidă de șamotă	1 100	0,75
Cărămidă refractară	—	0,8—0,9
Cupru electrolitic, lustruit	80—115	0,018—0,023
Cupru comercial, lustruit	22	0,072
Cupru oxidat la 600°C	200—600	0,57—0,87
Cupru, oxid de	800—1 100	0,66—0,54
Cupru topit	1 075—1 275	0,16—0,13
Email alb topit pe fier	19	0,897
Fier, oxid de	500—1 200	0,85—0,95
Fontă oxidată la 600°C	200—600	0,64—0,78
Funingine, negru de fum	95—270	0,952
Lac negru, lucios, pe placă de oțel	25	0,875
Lac negru, mat	40—95	0,96—0,98
Lac alb	40—95	0,39
Mercur foarte curat	0—100	0,09—0,12
Oțel turnat, șlefuit	770—1 040	0,52—0,56
Oțel oxidat la 600°C	200—600	0,80
Oțel în plăci, șlefuit	940—1 100	0,55—0,61
Platină în foi, lustruită	225—625	0,054—0,104
Porțelan smălțuit	22	0,924
Sticlă netedă	22	0,937

ghiul $d\Omega$ *solid și cu cosinusul unghiului plan* φ *dintre normala la suprafața* dA_1 *și linia care unește centrele suprafețelor* dA_1 și dA_2. Unghiul Ω este unghiul solid al conului cu vîrful în centrul suprafeței dA_1 și având ca

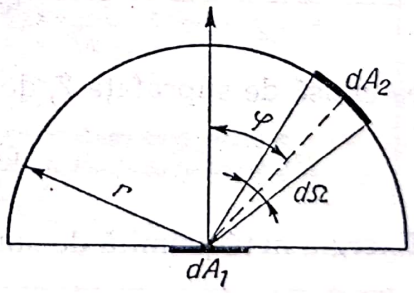


Fig. 18.30. Schiță pentru prezentarea legii lui *Lambert*.

baza suprafața dA_2; măsura unghiului $d\Omega$ este aria interceptată pe o sferă cu raza egală cu unitatea, avînd centrul în vîrful conului. Rezultă că energia radiată după normală ($\varphi=0$) este maximă.

Se înlocuiește

$$d\Omega = \frac{dA_2}{r^2}$$

unde r este raza sferei pe care se găsește suprafața dA_2.

Scanned with OKEN Scanner

Din figură rezultă, $d\psi$ fiind arcul care generează dimensiunea perpendiculară pe figură a suprafeței dA_2

$$dA_2 = r\, d\varphi\, r \sin\varphi\, d\psi$$

Din ultimele relații, se obține:

$$dQ_\varphi = dQ_N \sin\varphi \cos\varphi\, d\varphi\, d\psi \tag{18.406}$$

Printr-o dublă integrare:

$$Q_\varphi = Q_N \int_0^{2\pi} d\psi \int_0^{\pi/2} \sin\varphi \cos\varphi\, d\varphi$$

$$= Q_N 2\pi \int_0^{\pi/2} \sin\varphi\, d \sin\varphi$$

$$= Q_N 2\pi \left| \frac{\sin\varphi}{2} \right|_0^{\pi/2} = \pi Q_N \tag{18.407}$$

sau

$$Q_N = Q\varphi/\pi \tag{18.408}$$

căldura radiată după normală este de π ori mai mică decît întreaga căldură radiată de suprafață.

18.4.5. Schimbul de căldură prin radiație între două suprafețe

18.4.5.1. **Suprafețe negre.** Se consideră două suprafețe paralele, egale și destul de mari sau destul de apropiate pentru ca pierderile marginale să fie neglijabile. Suprafețele au proprietatea corpului negru absolut și temperaturile T_1 și T_2.

Energia emisă în unitatea de timp de suprafața 1, cu aria A este, în conformitate cu ecuația (18.395):

$$Q_1 = \sigma_n A \left(\frac{T_1}{100}\right)^4 \tag{18.409}$$

iar cea emisă de suprafața 2, de aceeași arie A, este

$$Q_2 = \sigma_n A \left(\frac{T_2}{100}\right)^4 \tag{18.410}$$

Energia netă primită de suprafața 2 este:

$$Q = Q_1 - Q_2 = \sigma_n A \left[\left(\frac{T_1}{100}\right)^4 - \left(\frac{T_2}{100}\right)^4\right] \tag{18.411}$$

Cînd cele două suprafețe au o poziție relativă oarecare, numai o parte din radiația fiecăreia este interceptată de cealaltă suprafață. Ecuația (18.411) se aplică și în acest caz, dar în forma:

$$Q = \sigma_n A \left[\left(\frac{T_1}{100}\right)^4 - \left(\frac{T_2}{100}\right)^4\right] F_{1,2} \tag{18.412}$$

Scanned with OKEN Scanner

unde $F_{1,2}$ este un *factor geometric* care reprezintă funcțiunea din radiația totală a suprafeței 1, interceptată de suprafața 2.

Deoarece,

$$A_1 F_{1,2} = A_2 F_{2,1} \tag{18.413}$$

rezultă că:

$$Q = \sigma_n A_1 \left[\left(\frac{T_1}{100}\right)^4 - \left(\frac{T_2}{100}\right)^4\right] F_{1,2} = \sigma_n A_2 \left[\left(\frac{T_1}{100}\right)^4 - \left(\frac{T_2}{100}\right)^4\right] F_{2,1} \tag{18.414}$$

Factorul geometric. Cu excepția unor cazuri simple, valoarea functorului geometric F este dată de ecuații complicate, incomode pentru calcule tehnice obișnuite; de aceea ele au fost transpuse în tabele și grafice cu care se lucrează ușor și rapid.

Pentru cazurile care intervin mai des în calculele tehnice sînt arătate, în continuare, mijloacele pentru determinarea factorului geometric.

Cînd suprafața 1 este înconjurată de toate părțile de suprafața 2.

$$F_{2,1} = 1 \tag{18.145}$$

Acesta este cazul corpurilor care se găsesc într-un cuptor.

Cînd două suprafețe sînt destul de apropiate și destul de întinse pentru a putea neglija pierderile periferice prin radiația în comparație cu radiația totală,

$$F_{1,2} = F_{2,1} = 1 \tag{18.416}$$

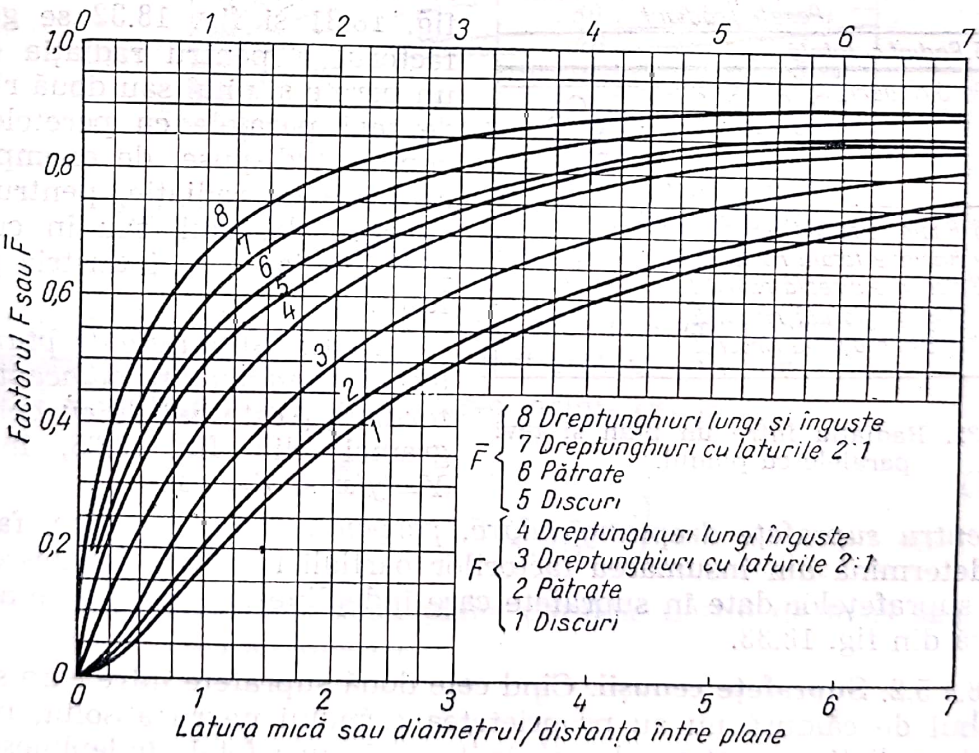


Fig. 18.31. Factorul F pentru suprafețe paralele.

Pentru suprafețe paralele limitate, în formă de discuri și dreptunghiuri egale, factorul F este dat de diagrama din fig. 18.31, în funcție de raportul dintre latura sau diametrul suprafețelor și distanța dintre cele două suprafețe.

Scanned with OKEN Scanner

Pentru suprafețe paralele mărginite de pereți refractari de formele de la punctul precedent, factorul geometric $\overline{F}$ este dat tot în diagrama din fig. 18.31. Foctorul $\overline{F}$ ține seamă și de influența pereților din cărămidă refractară, care mărginesc și unesc conturul celor două suprafețe. Pereții refractari trebuie să îndeplinească condiția ca întreaga căldură radiantă primită de pereți să fie reflectată tot sub forma de căldură radiantă, sau — cu alte cuvinte — pierderea de căldură spre exterior să fie acoperită de aportul de căldură prin convecție.

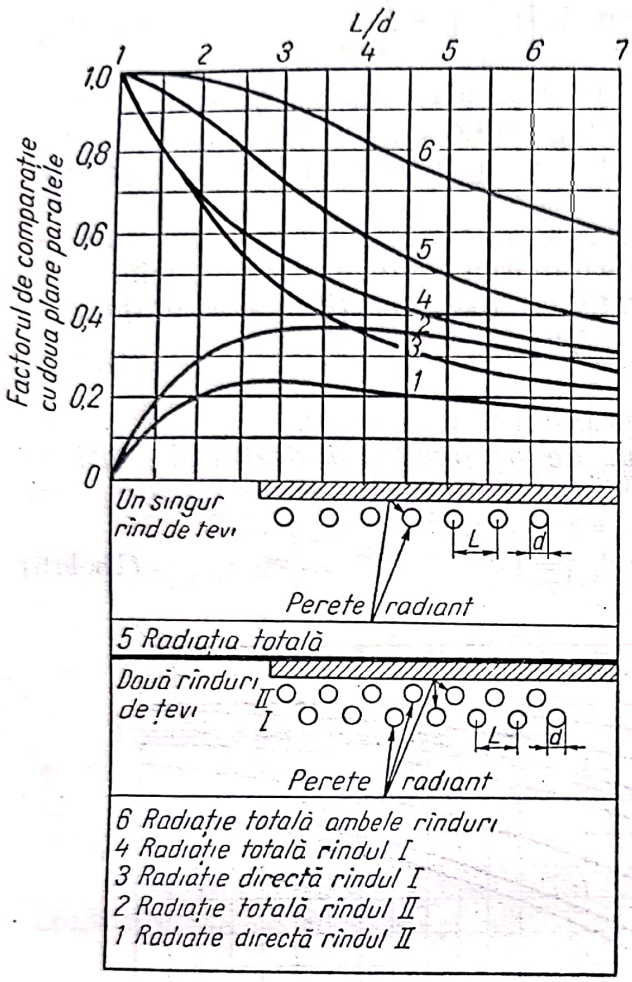


Fig. 18.32. Radiația între un plan și țevi paralele cu planul.

Pentru țevile radiate de un plan, se folosește diagrama din fig. 18.32, care dă un factor de comparație cu factorul pentru suprafețe plane din fig. 18.31. Factorul de comparație este dat în funcție de raportul L/d dintre distanța L între axele a două țevi vecine din același rînd și diametrul lor d. Cu ajutorul diagramelor din fig. 18.31 și fig. 18.32 se găsește factorul F pentru radiația dintre un perete și unul sau două rînduri de țevi paralele cu peretele, așa cum sînt dispuse, de exemplu, în cazanele cu radiație, pentru producerea aburului, sau în cuptoarele tubulare din industria petrolului.

Pentru suprafețe dreptunghiulare, perpendiculare, adiacente, factorul $F_{1,2}$ este dat de curbele diagramei din fig. 18.33, în care $Y=y/x$ și $Z=z/x$.

Pentru suprafețe dreptunghiulare, perpendiculare, oarecare, factorul F se determină din însumarea factorilor parțiali rezultați din descompunerea suprafețelor date în suprafețe care îndeplinesc condițiile de așezare relativă din fig. 18.33.

18.4.5.2. **Suprafețe cenușii.** Cînd cele două suprafețe între care se face schimbul de căldură nu au proprietatea corpului negru absolut, problemele de radiație se pot rezolva în ipoteza că suprafețele îndeplinesc condiția $\sigma=\varepsilon\sigma_n$ a corpului cenușiu absolut, cu ε constant pentru toate lungimile de undă:

Căldura transmisă este dată de ecuație:

$$Q=\sigma_n A_1\left[\left(\frac{T_1}{100}\right)^4-\left(\frac{T_2}{100}\right)^4\right]\mathcal{F}_{1,2}=\sigma_n A_2\left[\left(\frac{T_1}{100}\right)^4-\left(\frac{T_2}{100}\right)^4\right]\mathcal{F}_{2,1} \qquad (18.417)$$

Scanned with OKEN Scanner

asemănătoare cu ecuația (18.414), în care s-a înlocuit F cu $\mathscr{F}$. $\mathscr{F}$ este un factor care include atît factorul geometric F cît și coeficienții de emisie ε_1 și ε_2 specifici celor două suprafețe cenușii

$$\mathscr{F}_{2,1}=\frac{1}{\frac{1}{F_{1,2}}+\left(\frac{1}{\varepsilon_1}-1\right)+\frac{A_1}{A_2}\left(\frac{1}{\varepsilon_2}=2\right)} \tag{18.418}$$

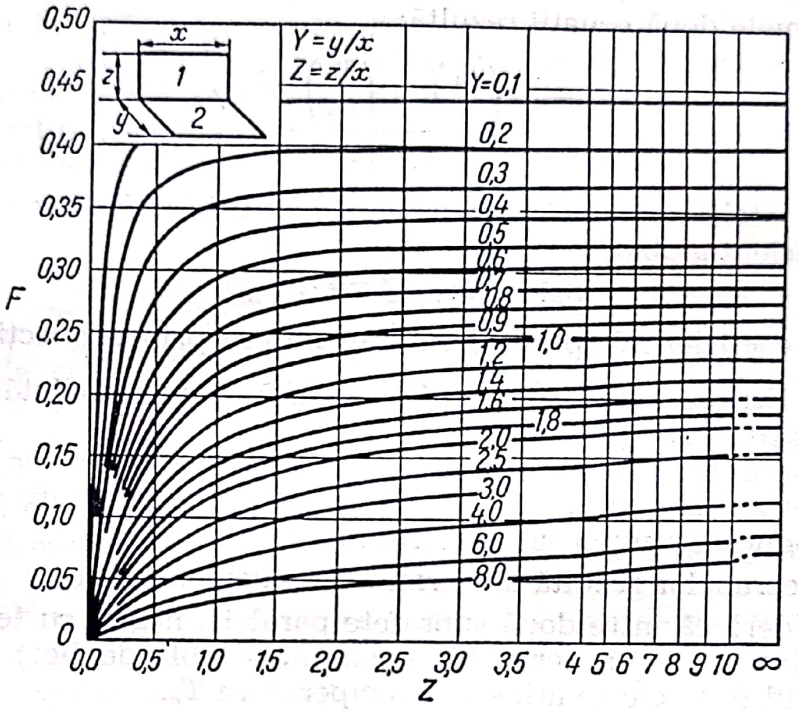


Fig. 18.33. Factorul $F_{1,2}$ pentru suprafețe dreptunghiulare, perpendiculare, adiacente.

Factorul $F_{1,2}$ din această ecuație este factorul geometric pentru suprafețe negre a cărui determinare a fost arătată anterior.

Cînd suprafața 1 se găsește într-o incintă ($F_{1,2}=1$),

$$\mathscr{F}_{1,2}=\frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_1}+\frac{A_1}{A_2}\left(\frac{1}{\varepsilon_2}-2\right)} \tag{18.419}$$

Cînd suprafețele sînt două plane paralele destul de mari sau destul de apropiate ($F_{1,2}=1$ și $A_1=A_2$),

$$\mathscr{F}_{1,2}=\frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_1}+\frac{1}{\varepsilon_2}-1} \tag{18.420}$$

18.4.5.3. **Coeficientul de transfer prin radiație.** Pentru problemele în care se ține seamă simultan de transferul termic atît prin radiație, cît și prin convecție, este mai comod să se introducă coeficientul de transfer prin radiație α_r, analog coeficientului (parțial) de transfer prin convecție.

Scanned with OKEN Scanner

Trebuie deci ca ecuația (18.414):

$$Q=\sigma_n A_1\left[\left(\frac{T_1}{100}\right)^4-\left(\frac{T_2}{100}\right)^4\right]\mathcal{F}_{1,2} \tag{18.421}$$

se apară în forma:

$$Q=\alpha_r A_1(T_1-T_2) \tag{18.422}$$

Din ultimele două ecuații rezultă:

$$\alpha_r=\sigma_n\frac{\left(\frac{T_1}{100}\right)^4-\left(\frac{T_2}{100}\right)^4}{T_1-T_2}\mathcal{F}_{1,2} \tag{18.423}$$

Căldura totală transmisă prin convecție și prin radiație se obține folosind un coeficient global:

$$\alpha_{a+r}=\alpha+\alpha_r \tag{18.424}$$

unde α este coeficientul (parțial) de transmitere prin convecție.

18.4.5.4. **Ecrane.** Cînd trebuie să se reducă căldura radiată de o suprafață caldă, există două posibilități:

— micșorarea coeficientului de emisie al suprafeței calde prin acoperirea cu o vopsea potrivită, prin metalizare sau prin argintare și

— introducerea unuia sau mai multor ecrane.

Efectul ecranelor rezultă din următoarea demonstrație.

Se consideră că între două suprafețe paralele, negre, cu temperaturile T_1 și T_2 se introduce un ecran (de exemplu o tablă de fier) care, atunci cînd echilibrul termic este atins, are temperatura T_e.

Fără ecran, căldura transmisă este:

$$Q_{1,2}=\sigma_n A\left[\left(\frac{T_1}{100}\right)^4-\left(\frac{T_2}{100}\right)^4\right] \tag{18.425}$$

Cu ecran, căldura transmisă de la suprafața caldă la ecran este:

$$Q_{1,e}=\sigma_n A\left[\left(\frac{T_1}{100}\right)^4-\left(\frac{T_e}{100}\right)^4\right] \tag{18.426}$$

iar de la ecran la suprafața rece,

$$Q_{e,2}=\sigma_n A\left[\left(\frac{T_e}{100}\right)^4-\left(\frac{T_2}{100}\right)^4\right] \tag{18.427}$$

Deoarece, la echilibrul termic, în ecran nu se acumulează căldura, rezultă:

$$Q_{1,e}=Q_{e,2} \tag{18.428}$$

Eliminînd pe T_e din ecuațiile (18.426) și (18.427) se obține, ținînd seamă și de ecuația (18.428):

$$Q_{1,e}=Q_{e,2}=\frac{1}{2}\sigma_n A\left[\left(\frac{T_1}{100}\right)^4-\left(\frac{T_2}{100}\right)^4\right]=\frac{1}{2}Q_{1,2} \tag{18.429}$$

care arată, că, în prezența ecranului, căldura primită de suprafața rece se reduce la jumătatea celei primite, în absența ecranului.

Scanned with OKEN Scanner

Dacă între cele două suprafețe s-ar interpune n ecrane, se demonstrează, în același mod, că suprafața rece primește de $(n+1)$ ori mai puțină căldură decît în absența ecranelor.

Ecranele, cu coeficienți mici de emisie, reduc și mai mult căldura radiată de suprafața caldă.

Efectul izolant al ecranelor se folosește în numeroase aplicații:

— protecția muncitorilor, care lucrează în fața cuptoarelor, prin perdele (ecrane) de lanțuri,

— micșorarea pierderilor de căldură prin ușile focare cu ecran de fontă montat pe fața interioară a ușilor,

— protecția termoelementelor ale cărei indicații sînt denaturate de radiațiile directe ale suprafețelor calde din apropiere,

— folosirea foliilor de aluminiu ca izolant termic.

18.4.6. Izolarea termică

Corpurile calde pierd căldură în mediul ambiant, iar cele reci primesc căldura din mediul ambiant, prin conducție, convecție și radiație. Acest schimb de căldură aduce inconveniente tehnice, sanitare și economice: condensarea aburului în conductele de abur saturat, încălzirea agentului frigorific în instalațiile de răcire, consum ridicat de combustibil (micșorarea randamentului termic) sau de energie, temperatura insuportabilă în spațiul de lucru ș.a.

Prin izolare termică se înțelege acoperirea suprafețelor, prin care se pierde sau se primește căldură din exterior, cu materiale izolante, adică cu materiale avînd conductivitatea termică mică ($\lambda < 0{,}23$ W/m²·K$=0{,}20$ kcal/m²·h·K). Un izolant foarte bun este aerul (v. tabelul 18.1) cu condiția de a reduce convecția și radiația la minimul posibil. Pentru aceasta stratul de aer este împărțit în compartimente cît mai mici în care curenții de convecție sînt neînsemnați, utilizînd materiale poroase, pulverulente, fibroase sau în foi.

Conducția aparentă (rezultată din însumarea conducției, convecției și radiației înăuntrul materialului izolant) depinde de prezentarea materialului, de natura și structura lui și de umiditate (umiditatea mărește mult conductivitatea).

Materialele izolante se folosesc în următoarele forme:

— straturi succesive de material izolant (kieselgur, magnezie etc.), amestecat pentru a forma o pastă, cu fibre de azbest și cu apă; aceste straturi aplicate pe suprafețe calde, formează — după uscare — un strat poros de grosimea dorită;

— cochilii prefabricate din plută expandată, aglomerate de plută cu bitum sau argilă, kieselgur, materiale plastice, magnezie, ciment poros, vată de lemn etc.;

— material vărsat sau fixat pe suprafață: rumeguș de lemn, azbest, vată de sticlă, vată minerală, fibre textile, kieselgur, silice;

— pături, sfoară sau împletitură de bumbac, azbest, vată de sticlă;

— folii de aluminiu (*Alfol*) care servesc atît pentru ecranarea radiațiilor, cît și pentru compartimentarea stratului de aer;

Scanned with OKEN Scanner

— vopsirea suprafețelor cu vopsele avînd coeficienți mici de emisie;
— argintarea suprafețelor.

Mijlocul cel mai eficace de izolare este folosirea unei mantale vidate (exemplu: vasele *Dewar*).

În majoritatea cazurilor, pentru fiecare problemă de izolare termică trebuie să se determine grosimea optimă a stratului, adică a grosimii de izolator pentru care suma costului de amortizare și întreținere a izolației și costului căldurii care se mai pierde prin izolație este minim.

Pentru calculul schimbului de căldură între suprafețele izolate și mediul înconjurător, se recomandă următoarele formule aproximative:

— pentru conducte izolate:

$$\alpha = 8{,}1 + 0{,}045\ (t_i - t_a) \tag{18.430}$$

— pentru conducte izolate, prin care circulă agenți frigorifici:

$$\alpha = 8{,}0 \tag{18.431}$$

— pentru suprafețe plane, izolate:

$$\alpha = 8{,}4 + 0{,}06\ (t_i - t_a) \tag{18.432}$$

— pentru calculul grosimii izolației conductelor, pe baza fixării pierderilor totale de căldură (*N. Miheev*);

$$\delta_i = 2{,}75 \frac{d^{1,2}\,\lambda^{1,35}\,t_r^{1,73}}{q_t^{1,5}} \tag{18.433}$$

Ecuația se aplică atunci cînd temperatura aerului înconjurător este de 20°C; pentru temperaturi mai mari ale aerului, pierderile de căldură se micșorează cu 1,5% pentru o creștere de 5°C a temperaturii aerului.

Notațiile folosite în ecuațiile (18.430)—(18.433):

α este coeficientul (parțial) de transmitere între fața izolației și aerul înconjurător, în kcal/(cm²·h·K);
t_i — temperatura feței exterioare a izolației, în °C;
t_a — temperatura aerului, în °C;
δ_i — grosimea izolației, în mm;
d — diametrul exterior al conductei neizolate, în mm;
λ — conductivitatea termică a izolației, în kcal/(m·h·K);
t_r — temperatura feței exterioare a conductei neizolate, în °C;
q_t — pierderile de căldură tolerate după aplicarea izolației, pe metrul de conductă și oră, kcal/(m·h).

18.4.7. **Radiația gazelor**

Unele gaze absorb, încălzindu-se, o parte din radiațiile care le străbat; invers, aceste gaze emit, răcindu-se, anumite radiații infraroșii.

Spre deosebire de corpurile solide, gazele nu absorb și nu emit toate radiațiile calorice, ci numai radiațiile corespunzătoare unor benzi de lun-

Scanned with OKEN Scanner

gimi de undă, caracteristice fiecărui gaz. Heliul și gazele cu moleculele formate din doi atomi identici (hidrogenul, azotul, oxigenul) nu prezintă benzi importante de absorbție în infraroșu; ele sînt *diaterme*. Dintre gazele cu mai mare importanță tehnică, vaporii de apă, bioxidul de carbon, amoniacul, bioxidul de sulf, acidul clorhidric, hidrocarburile, vaporii de alcool absorb și emit radiații calorice în benzi caracteristice.

Absorbția radiațiilor calorice de către gaze variază cu grosimea stratului străbătut de radiații și cu presiunea parțială a gazului absorbant.

Următoarele formule sînt recomandate pentru căldura transmisă, prin radiație, de bioxidul de carbon și vaporii de apă, unei suprafețe radiante:

$$Q_{CO_2} = 8{,}9\ \varepsilon\ (pl)^{0,4}\left[\left(\frac{T_1}{100}\right)^{3,2} - \left(\frac{T_2}{100}\right)^{3,2}\left(\frac{T_1}{T_2}\right)^{0,65}\right] \qquad (18.434)$$

$$Q_{H_2O} = \varepsilon\ (40 - 73\ pl)\left[\left(\frac{T_1}{100}\right)^{a} - \left(\frac{T_2}{100}\right)^{a}\right] \qquad (18.435)$$

în care:

Q este căldura transmisă unei suprafețe radiate de către gaz, raportată la unitatea de arie a suprafeței, în kcal/(m²·h),
ε — coeficientul de emisie al suprafeței radiate, adimensional,
p — presiunea parțială a gazului, în atm,
l — grosimea stratului de gaz (v. tabelul 18.19), în m,
T_1 — temperatura absolută a gazului, în K;
T_2 — temperatura absolută a suprafeței radiate, în K,

$a = 2{,}32 + 1{,}37\sqrt[3]{pl}$.

În tabelul 18.20 sînt date valorile lui l pentru formele mai răspîndite de cuptoare

Tabelul 18.19

Lungimea medie străbătută de radiație

Forța spațiului gazos (al cuptorului)	Lungime medie
Sferă cu diametrul d	$0{,}60\ d$
Cub, cu latura a	$0{,}60\ a$
Paralelipiped, cu laturile a, b, c	$0{,}60\sqrt[3]{abc}$
Cilindru infinit lung, cu diametrul d	$0{,}90\ d$
Cilindru, cu înălțimea $h=d$, radiind pe suprafața laterală	$0{,}60\ d$
Strat cu fețe paralele infinite, de grosime δ	$1{,}8\ \delta$
Fascicul de țevi, cu diametrul d:	
— decalate (în triunghi), puntea dintre țevi $=d$	$2{,}8\ d$
— decalate (în triunghi), puntea dintre țevi $=2d$	$7{,}6\ d$
— nedecalate (în pătrat), puntea dintre țevi $=d$	$3{,}5\ d$

Cînd gazul are mai mulți componenți care emit sau absorb radiații calorice, căldura totală transmisă este suma căldurilor corespunzătoare fiecărui component.

Scanned with OKEN Scanner

O altă metodă recomandă ecuația aproximativă:

$$Q_g = \sigma_n \varepsilon'_p \varepsilon_g \left[\left(\frac{T_g}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_p}{100} \right)^4 \right] \qquad (18.436)$$

în care:

Q_g este căldura transmisă prin radiație între gaze și un perete, raportată la un metru pătrat de perete, în kcal/m²·h;

ε'_p = $(\varepsilon_p + 1)/2$ — coeficientul de emisie efectiv al peretelui, adimensional;

σ_n = 4,92 — constanta de radiație a corpului negru absolut, în kcal/(m²·h·K⁴);

$\varepsilon_g = \varepsilon_{CO_2} + \varepsilon_{H_2O}$ — coeficientul de emisie al gazului, la temperatura t_g; se determină în funcție de t_g și de produsul pl cu ajutorul diagramelor din figurile 18.34 și 18.35;

β — coeficient de corecție; se determină cu ajutorul diagramei din fig. 18.36;

p — presiunea parțială a componentului activ (CO_2 sau H_2O) în amestecul gazos, în kgf/cm²;

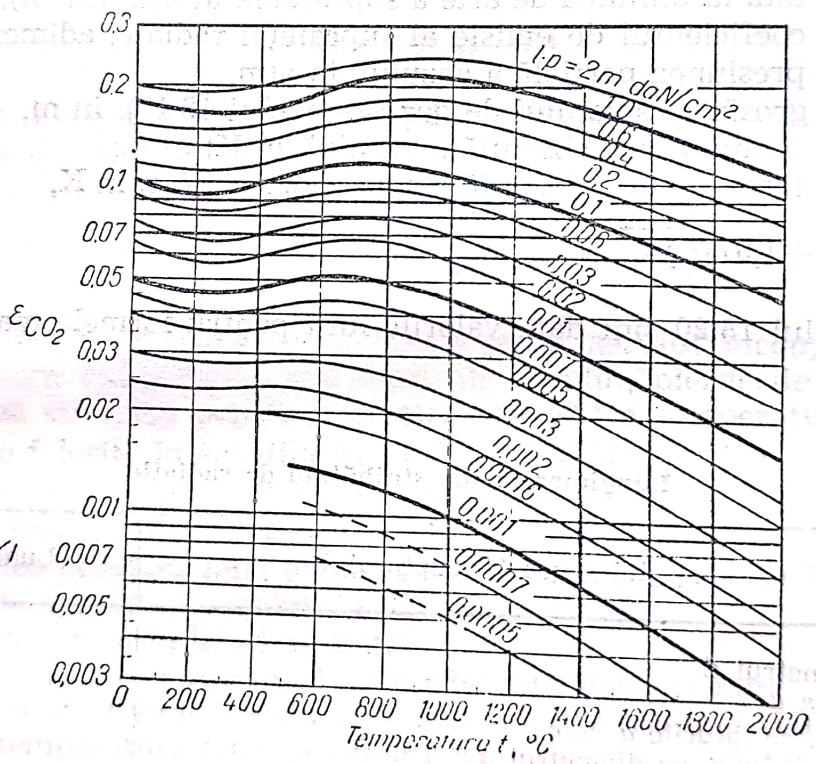


Fig. 18.34. Coeficientul de emisie pentru bioxidul de carbon.

l — grosimea stratului de gaz, se determină din tabelul 18.20, în funcție de forma cuptorului;

t_g — temperatura gazului, în °C;

t_p — temperatura peretelui, în °C;

T_g — temperatura absolută a gazelor, în K;

T_p — temperatura absolută a peretelui, în K.

Scanned with OKEN Scanner

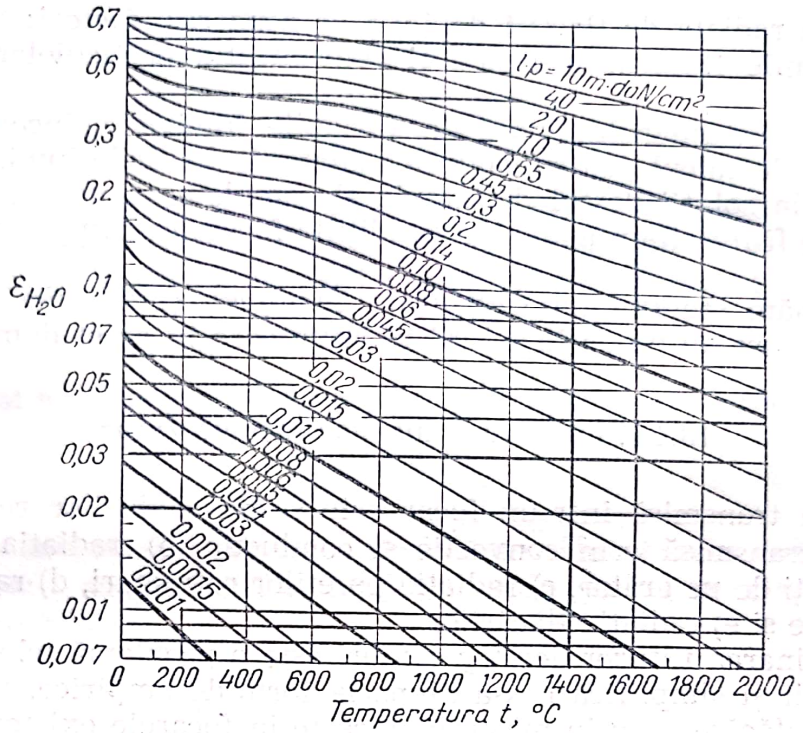


Fig. 18.35. Coeficientul de emisie pentru vapori de apă.

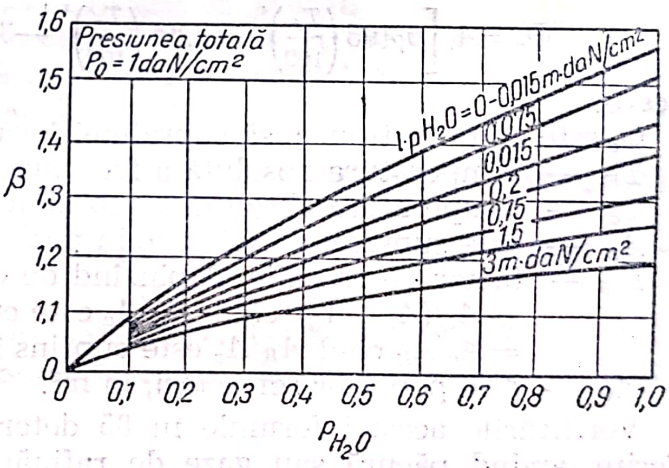


Fig. 18.36. Factorul de corecție β pentru presiunea parțială a vaporilor de apă.

18.4.8. **Radiația flăcărilor luminoase**

Flăcările neluminoase, adică flăcările care nu conțin particule incandescente de cărbune, radiază prin prezența gazelor radiante — în special a bioxidului de carbon și a vaporilor de apă.

În flăcările luminoase, peste radiația gazelor active, componente, se suprapune radiația particulelor incandescente de cărbune sau cenușă, care emit radiații calorice, ca orice corp solid.

Participarea flăcării la radiația totală într-un focar, devine importantă mai ales în cazul combustibililor care conțin hidrocarburi superioare. Metanul arde, cînd are aer suficient, cu flacără neluminoasă.

Scanned with OKEN Scanner

Căldura radiată de flacără depinde de numeroși factori: temperatura și dimensiunile flăcării, mărimea și concentrația particulelor solide în flacără ș.a.

Din cauza numărului mare de variabile implicate, încercările de a găsi metode de calcul pentru căldura radiată de flăcările luminoase nu au ajuns încă la soluții destul de simple și complete. Comparația cu alte focare poate fi folosită numai cînd condițiile focarelor comparate nu diferă prea mult.

Menționăm studiile lui *Chirpicev*, *Timofeev* și *Gurvici*, cum și ale altor autori care au ajuns la soluții promițătoare în acest domeniu.

18.4.9. Căldura transmisă într-un focar

Căldura transmisă într-un focar este suma căldurilor rezultate din: a) căldura transmisă prin convecție și conducție b) radiația cărbunilor incandescenți de pe grătar, c) radiația pereților refractari, d) radiația gazelor de ardere și e) radiația flăcărilor.

Determinarea tuturor acestor călduri este o problemă tehnică dificilă. Prin analogii și simplificări, s-a ajuns la formule empirice, verificate cu precizie satisfăcătoare prin măsurări directe în focarele existente.

— Pentru cuptoarele tubulare și de cracare din industria petrolieră se aplică formula:

$$Q_c = A_c\left[0{,}493\left(\frac{T_F}{100}\right)^4 - 2{,}85\left(\frac{T_c}{100}\right)^4 - 3{,}42\,(T_F - T_c)\right]F_{cF} \qquad (18.437)$$

în care:

Q_c este căldura transmisă suprafeței încălzite, în kcal/h;
T_F — temperatura absolută a focarului, în K;
T_c — temperatura absolută a suprafeței încălzite, în K;
A_c — aria suprafeței încălzite, în m²;
F_{cF} — factor de radiație, depinzînd de ariile A_c și A_R, adimensional;
$=A_c/(A_c+A_R)$ cînd A_R/A_c este cuprins între 0 și 1;
$=A_c/A_R$ cînd A_R/A_c este cuprins între 3 și 6,5;
A_R — aria pereților refractari, în m².

Verificările acestei formule în 85 determinări la cuptoare de tipuri diferite, arzînd păcură sau gaze de rafinărie, au dat abateri de numai aproximativ 5%.

— O altă formulă, pentru aceleași scopuri este

$$\eta = \frac{1}{1+1{,}1\,\dfrac{\sqrt{i/A_cF_{cF}}}{\left(\dfrac{i/W_g c_{pm}}{100}\right)^{1{,}6}}}$$

în care: $\eta = q/i$;

q este căldura transmisă lichidului de încălzit, în kcal/h;
i — BH+LI este căldura introdusă cu combustibilul și cu aerul în focar, în kcal/h;
B — cantitatea de combustibil introdus în focar, în kgf/h;
H — puterea calorifică inferioară a combustibilului, în kcal/kgf;

Scanned with OKEN Scanner

L — cantitatea de aer introdus în focar, în kgf/h;
I — entalpia aerului, în kcal/kgf;
W_g — debitul gazelor de ardere, în kgf/h;
c_{pm} — căldura masică medie a gazelor de ardere, în kcal/(kgf·K);
A_c și F_{cr} ca în ecuația (18.437).

O metodă generală a fost propusă de *Konakov*: căldura transmisă într-un focar este diferența dintre căldura dezvoltată de combustibil și căldura conținută în gazele de ardere la ieșirea lor din focar:

$$Q_f = BH_i\eta_f - BV c_p t_2 \tag{18.439}$$

Temperatura gazelor la ieșirea din focar rezultă din formula:

$$\frac{T_2}{T_1} = \frac{1+K_f}{1+1{,}7\ K_f} \tag{18.440}$$

unde K_f este invariantul pentru schimbul de căldură prin radiație, dedus din considerații asupra similitudinii cîmpului de temperatură în focar, exprimat prin relația

$$K_f = \frac{\sigma_n \left(\frac{T_1}{100}\right)^3 A_r}{B\ V\ c_p} \tag{18.441}$$

în care:

Q_f este căldura transmisă din focare, în kcal/h;
B — cantitatea de combustibil introdus în focar, în kgf/h;
H_i — puterea calorifică inferioară a combustibilului, în kcal/kgf;
η_f — randamentul focarului, variind între 0,90 și 0,97, adimensional;
V — cantitatea de gaze de ardere care rezultă dintr-un kilogram de combustibil, în kgf/kgf sau m³/kgf;
c_p — căldura masică medie a gazelor de ardere, în kcal/(kgf·K) sau kcal/(m³·K);
t_r — temperatura gazelor de ardere, la ieșirea din focar, în °C;
T_1 — temperatura absolută teoretică de ardere a combustibilului, în K;
$T_2 = t_2 + 273$;
$\sigma_n = 4{,}9$ este constanta de radiație a corpului negru absolut, în kcal/(m²·h·K⁴);
A_r — aria suprafeței radiate, în m².

8.5. Măsurarea temperaturii

Dintre numeroasele măsurări de mărimi în industria chimică, măsurarea temperaturii este cea mai frecventă. Prin intermediul temperaturii, supraveghetorul unei instalații industriale sau de laborator poate fi informat despre starea diferitelor materiale, despre echilibrul către care tind fazele sistemului supravegheat sau despre cinetica sistemului.

Scanned with OKEN Scanner

Baza măsurării temperaturii este scara termodinamică internațională a temperaturilor, formate dintr-o serie de puncte fixe (tabelul 18.20) și formulele pentru determinarea temperaturilor cu aparate standardizate și etalonate cu ajutorul punctelor fixe de temperatură (v. STAS 737-81 și STAS 2100-80).

Tabelul 18.20

Puncte fixe de temperatură

Definiția punctului fix		Temperatura [°C]
Fierberea oxigenului	*	—182,970
Topirea gheței	*	0,000
Fierberea apei	*	100,000
Fierberea naftalinei		218,0
Solidificarea staniului		231,8
Fierberea benzofenonei		305,9
Solidificarea cadmiului		321,0
Solidificarea zincului		419,45
Fierberea sulfului	*	444,600
Solidificarea antimoniului		630,5
Solidificarea argintului	*	960,800
Solidificarea aurului	*	1 063,000
Topirea platinei		1 773,0
Topirea wolframului		3 380,0

Punctele însemnate cu * aparțin scării internaționale; celelalte sînt puncte auxiliare.

Punctele fixe sînt definite la presiunea normală ($1{,}0132 \cdot 10^5$ Pa); există formule de corecție cînd determinarea se face la presiuni nu prea depărtate de presiunea normală.

În cele ce urmează sînt prezentate metodele și instrumentele uzuale pentru măsurarea temperaturilor în laborator și în industrie.

18.5.1. Termometre cu lichid

Termometrele cu lichid sînt formate dintr-un mic rezervor continuat cu un tub capilar și o scară gradată în grade de temperatură, care indică dilatarea lichidului din rezervor ca creșterea temperaturii.

Tabelul 18.21 prezintă cîteva variante ale termometrelor cu lichid.

Termometrele etalon cu lichid (avînd certificate de etalonare elaborate la institutul metrologic) dau indicații exacte; ele servesc pentru etalonarea și verificarea altor termometre de uz curent. Există metode și ecuații pentru aplicarea corecțiilor referitoare la firul de lichid din capilară (cînd acesta se găsește la altă temperatură decît cea a rezervorului) și pentru alte influențe (presiunea, susceptibilitatea termică a sticlei ș.a.).

Termometrele cu lichid sînt instrumente indicatoare (citirea indicațiilor la locul unde sînt montate); indicațiile lor nu pot fi centralizate, de exemplu la un tablou de comandă. Aceste dezavantaje le limitează utilizarea la aparatele de cercetare și la instalațiile mici.

Scanned with OKEN Scanner

Tabelul 18.21

Termometre cu lichid

Lichidul	Presiunea în termometru	Intervalul de măsurare [°C]
Pentan	Presiunea de vapori a substanței	—200 ... +20
Alcool etilic		—110 ... +50
Toluen		—70 ... +100
Mercur	$10 \cdot 10^5 \ldots 20 \cdot 10^5$ Pa, azot	—39 ... +280
Mercur (în sticlă)		—39 ... +600
Mercur (în cuarț)	$100 \cdot 10^5$ Pa, azot	—39 ... +750

O construcție specială de termometru cu mercur este termometrul *Beckmann*, folosit pentru măsurarea diferențelor de temperatură. Capilara este divizată în sutimi de grade (se poate aprecia miimea de grad cu o lupă) pe un interval de 5—6 grade. Domeniul de măsurare poate fi schimbat ușor prin preluare de mercur dintr-un rezervor auxiliar (un mic tub în U, în prelungirea capilarei, la partea ei superioară).

18.5.2. Termometre cu arc

O variantă a termometrelor care măsoară temperatura prin dilatarea fluidelor, cu care sînt umplute, este cea a termometrelor cu arc. Ele sînt formate dintr-un rezervor metalic, continuat cu o capilară (cu diametrul între 0,1 și 0,35 mm și cu lungimea pînă la 30 m), care se termină într-un arc Bourdon (spirală formată dintr-un tub cu secțiune eliptică). Termometrul este umplut cu gaz, cu mercur (cele mai răspîndite) sau cu un alt lichid. Există două tipuri de termometre cu arc: a) termometre în care arcul răspunde la creșterea volumului, ele sînt pline cu lichid și b) termometre care răspund la creșterea de presiune, ele sînt umplute cu gaz sau sînt umplute parțial cu un lichid (volatil).

Aceste termometre sînt indicatoare sau înregistratoare; uneori acționează un dispozitiv de comandă. Ele sînt instrumente simple și robuste; domeniul de măsurare al termometrelor cu mercur este între —35 și +500°C, precizia este de aproximativ 1% din scara instrumentului.

18.5.3. Termometre mecanice

În această denumire sînt cuprinse instrumentele care măsoară temperatura pe baza dilatării diferite a două metale. Ele se construiesc: *a*) din două tuburi coaxiale (din materiale diferite, metale, porțelan) solidarizate la un capăt, și cu un dispozitiv de amplificare a diferenței alungirilor, la celălalt capăt, cu indicare pe un cadran, și *b*) dintr-o bandă bimetal (din două metale cu coeficienți diferiți de dilatare, laminate împreună) curbată în spirală (plană) sau în forma elicoidală. Primele se folosesc pînă la 1 000°C, celelalte pînă la 400°C.

Scanned with OKEN Scanner

18.5.4. Termocuple

Dacă punctul de sudură al unui termocuplu, format din două sîrme din metale diferite, este încălzit, se naște o forță electromotoare care poate fi măsurată cu un galvanometru sau un milivoltmetru, legat la capetele libere ale sîrmelor. Forța motoare astfel măsurată depinde de natura metalelor și de diferența dintre temperatura punctului de sudură și de temperatura capetelor sîrmelor.

Cînd ambele capete ale sîrmelor sînt sudate, în circuitul astfel format apare un curent electric, generat de tensiunile electrice ale punctelor de sudură (sau de legătură) și deci funcție de diferența dintre temperaturile acestor puncte. Segmente de sîrme intercalate în circuit nu modifică tensiunile dacă punctele lor de legare au aceeași temperatură.

Astfel de circuite bimetalice cu un punct de sudură la temperatura t_1 și altul la temperatura t_2 servesc la măsurarea temperaturii t_1 dacă în circuit se intercalează un milivoltmetru (cu rezistență destul de mare). Tabelul 18.22 indică temperaturile t_1 și tensiunile corespunzătoare ale diferitelor termocuple uzuale, cînd temperatura t_2 este 0°C.

Tabelul 18.22

Relația tensiune-temperatură a termocuplelor

Temperatura t_1 [°C]	Cupru-constantan	Fier-constantan	Nichel crom-nichel	Platină rhodiu-platină
	Tensiunea mV (pentru t_2=0°C)			
—200	—5,70	—8,15		
—100	—3,20	—4,60		
0	—0	0	0	0
100	4,25	5,37	4,04	0,64
200	9,20	10,95	8,14	1,44
300	14,89	16,55	12,24	2,32
400	20,99	22,15	16,38	3,26
500	27,40	27,84	20,64	4,22
600	34,40	33,66	24,94	5,23
700		39,72	29,15	6,27
800		46,23	33,27	7,34
900		53,15	37,32	8,45
1 000			41,32	9,60
1 100			45,22	10,77
1 200			49,02	11,97
1 300				13,17
1 400				14,38
1 500				15,58
1 600				16,76

Se folosesc curent termocuple, cu caracteristici tensiune-temperatură liniare: 1) cupru-constantan, 2) fier-constantan, 3) nichelcrom-nichel, 4) platinrhodiu-platină ș.a.

Scanned with OKEN Scanner

În tabelul 18.22 se vede și domeniul de măsurare: domeniul obișnuit de măsurare este pînă la linia orizontală, la temperaturi mai înalte măsurările trebuie să fie sporadice și de scurtă durată.

Cîteva din modurile de măsurare rezultă din fig. 18.37:

— În fig. 18.37, *a* este reprezentată schema de măsurare cînd locul instrumentului indicator sau înregistrator este departe de punctul de sudură al termocuplului. Din cauză că sîrmele termocuplului sînt din

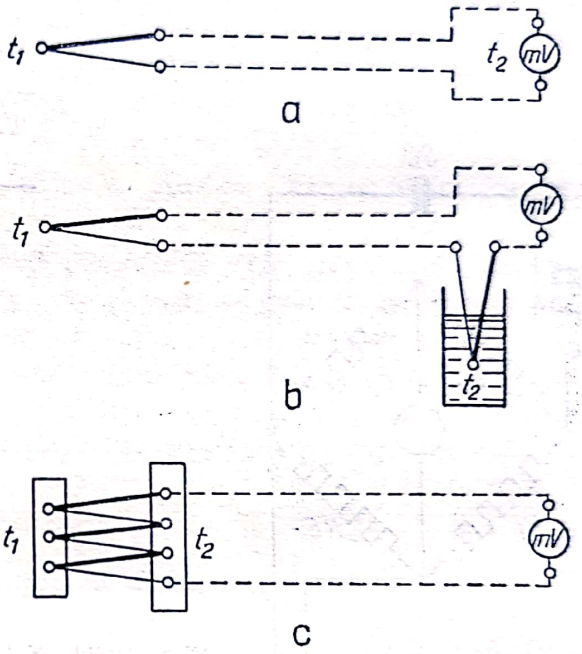


Fig. 18.37. Măsurarea temperaturii termocuple (liniile punctate sînt conductoare de compensație):
a — măsurarea simplă a temperaturii *t* cu milivoltmetrul; *b* — măsurarea cu temperatura t_2 constantă și cunoscută; *c* — măsurarea cu mai multe termocuple identice în serie.

metale sau aliaje scumpe, este convenabil ca între termocuplu și milivoltmetru legătura să se facă cu conductoare de compensație, din aliaje speciale dar mai ieftine, care au rolul să compenseze eventualele forțe electromotoare care s-ar naște între capătul exterior (dar totuși cald) al termocuplului și bornele instrumentului indicator sau înregistrator.

— În fig. 18.37, *b* este arătată schema folosită cînd punctul rece al circuitului este menținut la temperatură constantă și cunoscută, de exemplu într-un vas Dewar cu gheață și apă. Sîrmele termocuplului sînt întrerupte de conductoarele de compensație (dacă instrumentul indicator este departe de termocuplu).

— În fig. 18.37, *c* este dată schema de măsurare cu un termocuplu multiplu, format din legarea alternativă a capetelor metalelor diferite din mai multe termocuple identice. În acest mod se mărește sensibilitatea de măsurare, întrucît tensiunea electrică măsurată se înmulțește cu numărul termocuplelor în serie. Capătul rece al termocuplelor se menține la o temperatură cunoscută t_2.

De obicei indicațiile milivoltmetrului indicator sau înregistrator sînt transpuse în grade de temperatură.

Scanned with OKEN Scanner

18.5.5. Termometre electrice cu rezistență

Termometrele cu rezistență electrică măsoară temperatura prin schimbarea rezistivității electrice a unui element sensibil format dintr-o rezistență electrică din platină, cupru, nichel sau alte metale și aliaje a căror rezistivitate variază mult — și, de preferință, liniar — cu temperatura. În tabelul 18.23 este arătată variația rezistenței electrice a unor metale prin valorile raportului R_t/R_0 dintre rezistența R_t la temperatura t și rezistența R_0 la 0°C, la diferite temperaturi t.

Tabelul 18.23

Variația raportului R_t/R_0 cu temperatura

Temperatura t [°C]	Platină	Cupru	Nichel
—200	0,177	0,117	
—100	0,599	0,557	
0	1,000	1,000	1,000
100	1,392	1,431	1,663
200	1,773	1,862	2,501
300	2,142	2,299	3,611
400	2,499	2,747	4,847
500	2,844	3,210	5,398
600	3,178	3,695	5,882
700	3,500	4,208	6,327
800	3,810	4,752	6,751
900	4,109	5,394	7,156

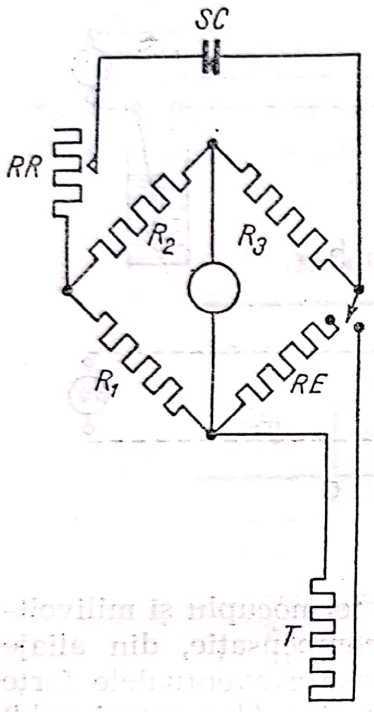


Fig. 18.38. Schema termometru cu rezistență electrică și punte *Wheastone*: *SC* — sursă de curent; *RR* — rezistență de reglare; R_1, R_2, R_3 — rezistențele punții Wheastone; *RE* — rezistență de etalonare; *T* — termometru cu rezistență; *G* — galvanometru.

Un termometru electric cu rezistență este format din rezistența propriu-zisă, firele de legătură și instrumentul electric pentru măsurarea rezistenței (fig. 18.38).

Instrumentul electric este de obicei o punte *Wheastone* echilibrată sau cu abatere, acționată de curent continuu sau alternativ. Există mijloace pentru corectarea automată a indicațiilor pentru a înlătura schimbările intervenite prin diferențele de temperatură ale conductoarelor exterioare.

18.5.6. Pirometre electrice prin radiație

Principiul de măsurare al acestor pirometre este focalizarea radiațiilor emise de sursa caldă a cărei temperatură trebuie măsurată, pe un element sensibil la temperatură. Focalizarea se face cu ajutorul unei lentile sau

Scanned with OKEN Scanner

a unei oglinzi concave. Elementul sensibil la temperatură poate fi un termocuplu, un termometru cu rezistență sau o celulă fotoelectrică, legate la un instrument indicator sau înregistrator.

În conformitate cu legea lui Stefan și Boltzmann, radiația unui corp solid variază cu puterea a patra a temperaturii (ecuația 18.403), dar din cauza pierderii de căldură a elementului sensibil către mediul ambiant, indicațiile instrumentului deviază de la această lege. De aceea, instrumentul este etalonat prin comparație cu surse standardizate.

Domeniile specifice de măsurare a parametrilor prin radiație sînt: măsurarea prin indicare sau înregistrare continuă a temperaturilor înalte, măsurarea temperaturii medii a unei suprafețe, măsurarea de la distanță a temperaturii unor corpuri (de exemplu metale topite) care ar fi contaminate prin atingerea de termometre cu contact direct.

Pirometrele prin radiație se folosesc pentru temperaturi începînd de la 200°C, pînă la cele mai înalte.

Se folosesc două metode: 1) cînd suprafața este „vizibilă" din exterior, aparatul primește radiația direct de la sursa caldă (dacă între aparat și sursa caldă este fum, abur, scîntei, se suflă — cu debit mic — o purje continuă de aer sau gaz inert) și 2) cînd suprafața caldă nu poate fi văzută din exterior (sensibilitate la aer), se montează un tub într-o deschizătură a cuptorului și se măsoară temperatura fundului tubului (metalic sau ceramic).

18.5.7. Pirometre optice

Aceste pirometre măsoară temperatura unei suprafețe calde prin compararea intensității totale a radiației ei cu intensitatea radiației unei surse standardizate (un filament incandescent de wolfram).

Aparatul folosit este o lunetă care permite privirea simultană și suprapusă a suprafeței calde și a filamentului unei lămpi standard cu filament de wolfram. Aparatul permite fie variația intensității radiației cu ajutorul unei diafragme, fie variația temperaturii filamentului printr-un reostat care variază curentul de încălzire a filamentului.

Măsurarea se face prin aducerea la egalitate a celor două radiații, ceea ce se constată prin dispariția imaginii firului incandescent pe cîmpul suprafeței calde (altfel firul apare mai întunecat sau mai luminos decît suprafața sursei calde, prinsă în cîmpul lunetei). La aparatele din ultima categorie, temperatura este indicată de un ampermetru gradat în grade de temperatură. Diafragma, după ocularul lunetei, schimbă intervalul de măsurare, iar un filtru roșu îmbunătățește observarea, permițînd — în condiții favorabile — o precizie de 1%.

Pirometrele optice sînt pentru temperaturi de peste 750°C. Avantajul principal este posibilitatea de măsurare a temperaturilor suprafețelor calde greu accesibile; dezavantajul este faptul că măsurarea cere un operator, aparatul neavînd posibilitate de transmitere la distanță sau de înregistrare continuă.

Scanned with OKEN Scanner

18.5.8. Alte metode

Pe lîngă metodele arătate, sînt folosite — în cazuri speciale — și alte metode pentru măsurarea temperaturii.

— În industria ceramică sînt utilizate conurile pirometrice. Ele sînt mici piramide triunghiulare (25 și 60 mm înălțime) confecționate din (aproximativ) 60 amestecuri diferite de silicați care se înmoaie la o anumită temperatură. Punctul de înmuiere corespunde temperaturii la care vîrful piramidei atinge placa pe care sînt fixate. Ele sînt repere aproximative, la temperatură în intervalul 600—2 000°C.

— Pentru indicarea unui cîmp de temperatură, de exemplu variația temperaturii pe chiulasa unui motor, se folosesc culori sau creioane colorate a căror nuanțe variază cu temperatura.

BIBLIOGRAFIE

1. McADAMS, W. H. *Heat Transmission,* III-Edition. New York, McGraw-Hill, 1954.
2. BENNETT, I. O. and MYERS, J. E. *Momentum, Heat and Mass Transfer.* New York, McGraw-Hill, 1962.
3. BIRD, R. B., STEWART, E. E. and LIGHTFOOT, E. N. *Transport Phenomena,* IV-Printing. New York, J. Wiley, 1964.
4. BOSWORTH, R.C.L. *Transport Processes in Applied Chemistry.* London, Pitman, 1963.
5. BROWN, G. G. and al. *Unit Operations.* New York, J. Wiley, 1950.
6. COULSON, J. M. and RICHARDSON, J. E. Chemical Engineering. London, Pergamon Press, 1956.
7. CRAMER, H. W. and. WATKINS, S. B. (Editors). Chemical Engineering Practice, Vol. 7. Heat Transfer. London, Butterworths, 1963.
8. DAVIDESCU, A. și MUCICA, N. *Schimbul de căldură în instalațiile industriale,* București, Editura tehnică, 1964.
9. EDE, A. Y. *An Introduction to Heat Transfer Principles and Calculation,* Oxford, Pergamon Press, 1967.
10. FLOAREA, O. și SMIGELSCHI, O. *Calcule de operații și utilaje în industria chimică.* București, Editura tehnică, 1966.
11. HAMBURGER, L. *Introducere în teoria propagării căldurii;* Vol. I, Conducția prin solide. București, Editura Academiei R.P.R., 1956.
12. HEILLIGENSTEADT, W. *Wärmetechnische Rechnungen für Industriëfen,* IV. Aufl. Düsseldorf, Stahleisen, 1966.
13. KASATKIN, A. G. *Procese și aparate principale în tehnologie chimică* (trad. din l. rusă), ed. II, București, Editura tehnică, 1963.
14. KNUDSEN, J. G. and al. Heat Transmission. În: PERRY and CHILTON: „Chemical Engineers' Handbook", V-Ed. New York, McGrow-Hill, 1973.
15. MARCHIDAN, D. I. *Temperatura (Scări, metode și mijloace de măsurare).* București, Editura Științifică și Enciclopedică, 1977.
16. MIHEEV, M. A. *Osnovî teploperedaci,* Moscova, Gosergoizdat, 1949.
17. PAVLOV, K. F., ROMANKOV, P. G. și KOSKOV, A. A. *Procese și aparate în ingineria chimică, Exerciții și probleme.* Trad. din l. rusă după ediția a 8-a. București, Editura tehnică, 1981.
18. Petuhov, B. S. *Studiul experimental al proceselor de transmitere a căldurii* (trad. din l. rusă), București, Editura tehnică, 1956.

Scanned with OKEN Scanner

CAPITOLUL 19

Încălzirea aparatelor din industria chimică

Instalațiile chimice au rolul de a aduce și menține materialele în condițiile optime corespunzătoare schimbărilor fizice și chimice pentru care ele sînt destinate.

Condițiile de temperatură sînt importante pentru că ele influențează constantele fizice ale substanțelor, vitezele reacțiilor, echilibrele chimice și echilibrele dintre fazele sistemului considerat.

Prin condiții de temperatură se înțelege nu numai temperatura din volumul principal al sistemului, ci și temperaturile maxime locale, regimul temperaturilor de-a lungul duratei procesului și repartizarea lor în spațiu (cîmpul de temperatură). Supraîncălzirile locale sau gradienții de temperatură dintr-un reactor pot fi factori determinanți pentru succesul unei operații.

Încălzirea și răcirea rațională a aparatului — în care se include și economia de combustibil — constituie una dintre preocupările principale ale ingineriei chimice.

Numai rareori încălzirea se face prin arderea completă sau incompletă cu aer sau cu oxigen a unor reactanți (exemple: gazogene cuptoare pentru arderea piritei reactoare pentru oxidarea unor substanțe organice) sau a combustibilului amestecat, în acest scop, cu materialul de încălzit (exemplu, arderea pietrei de var).

In marea majoritate a cazurilor, încălzirea aparatelor se face cu ajutorul unui *agent purtător de căldură* care preia energia termică sau electrică de la o sursă de energie chimică (combustibil), hidraulică (centrale hidraulice), solară mecanică (pompa de căldură) și o transportă la locul de folosire. Sursa primară de energie poate să se găsească în imediata apropiere a aparatului care trebuie încălzit — uneori chiar inclusă în aparat — sau la distanțe mari. Purtătorii de căldură sînt substanțe în stare gazoasă (sau de vapori), lichidă sau solidă.

Încălzirea este *indirectă* sau *directă*, după cum există sau nu un perete despărțitor între agentul purtător de căldură și materialul care trebuie încălzit. Încălzirea directă are avantajul unui contact mai bun între material și purtătorul de căldură și deci un randament termic superior sau un timp mai scurt de încălzire, dar este, de multe ori, neacceptabilă din cauza amestecării purtătorului de căldură cu reactanții și deci cu produsele rezultate.

Scanned with OKEN Scanner

La temperaturi joase, transmiterea căldurii se face aproape numai prin conducție și convecție; la temperaturi înalte predomină transmiterea căldurii prin radiație. Cu totul aproximativ și depinzînd mult de condițiile specific fiecărui caz, se poate aprecia la 300°C temperatura la care importanța participării conducției și convecției, pe de o parte, și a radiației, pe de altă parte, se inversează.

Transmiterea căldurii prin convecție este avantajată:

— de valori mari pentru densitatea fluidului, căldura masică a fluidului, conductivitatea termică a fluidului, viteza de curgere a fluidului, temperatura fluidului și temperatura peretelui;

— de valori mici pentru viscozitatea fluidului și pentru dimensiunea caracteristică (de exemplu, diametrul).

În tabelul 18.6 sînt date valori indicative pentru coeficienții (parțiali) de transfer α, iar în tabelul 19.1 valori pentru coeficientul total de transmitere k, în aplicațiile tehnice curente.

Tabelul 19.1

Coeficientul total de transmitere a căldurii, k (după Ullmann)

Fluidul 1	Fluidul 2	Condiții	k		Aparate
			[W/(m²·K)]	[kcal/(m²·h·K)]	
1	2	3	4	5	6
Gaz	Gaz		3,5—12	3—10	Schimbătoare de căldură tubulare Supraîncălzitoare de abur
			12—35	10—30	Schimbătoare de căldură cu țevi coaxiale
	Lichid în fierbere	Fluidul 1 gaze de ardere	5,8—58	5—50	Cazane de abur
	Vapori în condensare	Fluidul 1 în convecție liberă	5,8—58	5—50	Radiatoare cu abur Conducte de abur (cu aer)
		Fluidul 1 în convecție forțată	12—58	10—50	Încălzire cu aer Radiatoare cu aripioare
Lichid	Gaz	Aer la presiune normală în convecție liberă	5,8—23	5—20	Radiatoare cu apă caldă Răcitoare cu aer

Scanned with OKEN Scanner

Tabelul 19.1 (continuare)

1	2	3	4	5	6
Lichid	Gaz	Aer la presiune normală în convecție forțată	12—58	10—50	Răcitoare Economizatoare Cuptoare tubulare
		Aer la $300 \cdot 10^5$ Pa în convecție forțată	58—580	50—500	Schimbătoare de căldură cu țevi coaxiale Răcitoare în cascadă
	Lichid	Lichide vîscoase, curgere laminară, convecție liberă	58—290	50—250	Răcitoare cu ulei Serpentine Răcitoare cu manta sau cu serpentina cu agitator
		Apă, în curgere turbulentă	290—930	250—800	Schimbătoare de căldură tubulare Răcitoare în cascadă. Răcitoare cu manta sau cu serpentine, cu agitator
		Lichid în straturi subțiri, viteze mari	930—2 330	800—2 000	Schimbătoare de căldură cu țevi coaxiale Schimbătoare de căldură spirale
	Lichide în fierbere	Lichide vîscoase în fierbere	27—350	23—300	Răcitoare cu ulei
		Amoniac în fierbere	120—810	100—700	Răcitoare cu saramură. Vaporizatoarele frigoriferelor
	Vapori în condensare	Lichide vîscoase	58—350	50—300	Încălzitoare cu ulei. Încălzitoare cu circulație

Scanned with OKEN Scanner

Tabelul 19.1 (continuare)

1	2	3	4	5	6
Lichid	Vapori în condensare	Vaporii lichidelor organice, apă	230—810	200—700	Condensatoare pentru vaporii lichidelor organice Aparate cu difenil
		Abur-lichide organice	580—2 330	500—2 000	Condensatoare tubulare. Condensatoare în cascadă Răcitoare cu manta sau cu serpentină, cu agitator
		Abur-apă	2 330—4 070	2 000—3 500	Condensatoare tubulare
Vapori în condensare	Lichid în fierbere	Lichide vîscoase, convecție liberă	350—700	300—600	Evaporatoare Răcitoare cu manta sau cu serpentină, fără agitator
		Lichide cu viscozitate mică, convecție liberă	580—1 160	500—1 000	
		Lichide cu viscozitate mică, convecție forțată	1 160—3 500	1 000—3 000	Răcitoare cu manta sau cu serpentină, cu agitator

19.1. Încălzirea cu purtători de căldură în stare gazoasă

Se prezintă două cazuri principale deosebite:

— încălzirea cu gaze, cînd purtătorul de căldură nu-și schimbă starea fizică (cedare de căldură sensibilă);

— încălzirea cu vapori (saturați) cînd purtătorul de căldură își schimbă starea fizică, condensîndu-se (cedare de căldură latentă).

19.1.1. Încălzirea cu gaze

Căldura masică mică și coeficientul parțial de transfer mic, fac ca gazele să fie slabi purtători de căldură. Un alt dezavantaj al încălzirii cu gaze rezultă din faptul că gazele, cedînd căldură sensibilă temperatura lor scade continuu în timpul procesului de încălzire (transfer termic la temperatură variabilă).

Scanned with OKEN Scanner

19.1.1.1. **Încălzirea cu gaze de ardere.** Acest mod de încălzire este cel mai răspîndit procedeu de încălzire cu gaze. Temperatura înaltă a gazelor de ardere compensează, în parte, inconvenientele purtătorilor de căldură gazoși dar introduce alte dificultăți: posibilitatea supraîncălzirilor locale și greutatea reglării și menținerii temperaturii dorite în aparatul încălzit. Randamentul termic este scăzut din cauza căldurii rămase în gazele evacuate la coș (temperatura gazelor evacuate fiind superioară temperaturii aparatului sau materialului încălzit).

Îmbunătățiri ale încălzirii cu gaze ca: a) arderea sub presiune, b) arderea cu oxigen sau cu aer îmbogățit cu oxigen, c) mărirea vitezei și turbulenței gazelor, d) recircularea gazelor de ardere, e) folosirea căldurii din gazele evacuate, f) supravegherea arderii cu instrumente de măsurare și regulatoare, remediază inconvenientele purtătorilor de căldură gazoși și sînt folosite din ce în ce mai mult, cu rezultate bune.

În multe aplicații ale încălzirii cu gaze de arbore (de exemplu, la uscare), trebuie să se țină seamă de punctul de rouă al gazelor, adică de temperatura la care vaporii de apă conținuți în gazele de ardere încep să se condenseze; se va lucra totdeauna deasupra acestei temperaturi.

a) *Încălzirea cu foc direct* este relativ puțin folosită în industria chimică; se aplică în instalațiile rudimentare, la încălzirile peste 200°C (de exemplu, la cuptoarele pentru topiturile alcaline, la încălzirea fierbătoarelor de la aparatele mici de distilare (alambicuri) și mai ales acolo unde încălzirea se poate face direct, adică fără perete despărțitor între gazele de ardere și materialul încălzit (de exemplu, în cuptoarele cu vatră, în cuptoarele rotative, în uscătoare).

b) *Arderea la suprafață* sau *arderea fără flacără* are avantaje importante. Arderea obișnuită a combustibililor trebuie să se dezvolte și să se termine în focar. Un exces de aer este inevitabil pentru o combustie rațională, dar prezintă dezavantajul că scade temperatura gazelor și mărește cantitatea lor; randamentul termic este mai redus.

Dacă amestecul format din gaz combustibil și aer este silit să treacă printr-un strat granular poros sau printr-un perete poros, arderea are loc cu viteză mult mai mare pe suprafața sau în porii materialului fără flacără aparentă. Prin conducte de alimentare se introduce, la pornire, gazul combustibil care după ce este aprins, arde cu flacără obișnuită la ieșirea lui în atmosferă; prin deschiderea treptată a robinetului de aer, se introduce un amestec din ce în ce mai bogat în aer, flacăra exterioară se micșorează și, atunci cînd amestecul gaz combustibil-aer are compoziția apropiată de cea corespunzătoare arderii teoretice complete, flacăra se retrage în interiorul stratului granular sau în porii plăcii poroase și arderea continuă „fără flacără" în interiorul materialului poros.

În fig. 19.1, este prezentată schița unui cuptor cu creuzet și a unui perete încălzit prin ardere la suprafață.

Avantajele încălzirii prin ardere la suprafață sînt: concentrări mari de căldură pe surpafețe sau în volume mici, temperaturi ridicate, randamente mari (mai cu seamă cînd gazele de ardere sînt folosite la preîncălzirea aerului și a gazului combustibil).

c) *Încălzirea cu arzător afundat* în lichidul care trebuie încălzit sau evaporat are randamente termice mai bune prin agitarea intensă a lichi-

Scanned with OKEN Scanner

dului și evitarea formării crustelor. Folosirea arzătorului afundat este indicată și atunci cînd agresivitatea lichidului impune ca pereții recipientului să fie din materiale anticorosive, rău conducătoare de căldură.

19.1.1.2. **Încălzirea cu aer cald.** Este folosită în operațiile de uscare, unde aerul are dublu rol de a furniza căldura necesară vaporizării umidității din materialul care se usucă și de a transporta (evacua) vaporii de

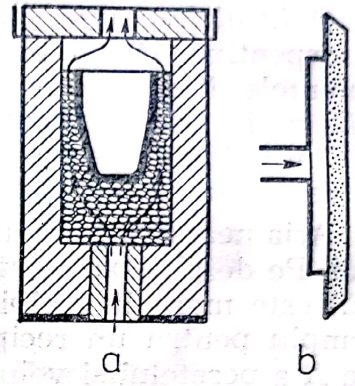


Fig. 19.1. Cuptor (*a*) și perete (*b*) cu încălzire prin ardere la suprafață.

apă rezultați. Capacitatea de uscare a aerului depinde de gradul lui de saturare și de temperatură. Cînd materialul de uscat suportă temperaturi înalte, este avantajos să se folosească, pentru uscare, gaze de ardere aduse, prin diluare cu aer, la temperatura convenabilă uscării.

19.1.2. Încălzirea cu vapori

Avantajele ei importante fac ca încălzirea cu vapori să fie modul cel mai răspîndit de încălzire în industria chimică: a) căldura mare de vaporizare în comparație cu căldura sensibilă cedată de gaze și lichide, b) coeficient de transfer termic foarte mare, c) temperatură constantă a purtătorului de căldură (a vaporilor) în timpul cedării căldurii (condensării), d) evitarea supraîncălzirilor locale prin diferența relativ mică între temperatura purtătorului de căldură și temperatura materialului încălzit. Se folosesc vapori saturați sau slab supraîncălziți.

19.1.2.1. **Încălzirea cu vapori de apă.** Este modul obișnuit de încălzire în industria chimică. Din acest punct de vedere vaporii de apă au calități remarcabile: căldură mare de vaporizare la temperaturile curente de încălzire, coeficientul foarte mare de transfer termic, viscozitatea acceptabilă, cost redus care nu impune în toate cazurile recuperarea condensatului, vapori neinflamabili, nepoluanți și netoxici.

Cu toate aceste avantaje, folosirea vaporilor de apă ca agent purtător de căldură este limitată la temperaturi pînă la 200°C, ca urmare a dependenței temperaturii lor de presiune.

Formele principale în care se realizează încălzirea cu vaporii de apă sînt următoarele:

a) *Încălzirea directă* cu vapori introduși direct în lichidul de încălzit printr-o țeavă perforată. O condiție restrictivă este ca vaporii de apă sau condensatul rezultat să nu degradeze sau să nu dilueze prea mult lichidul încălzit.

Scanned with OKEN Scanner

b) *Încălzirea prin serpentine interioare* are avantajul că se poate introduce căldura în locul convenabil, de exemplu în zona de agitare maximă. Aria suprafeței de încălzire poate fi mărită destul de mult, ceea ce este important pentru recipientele mari; diametrul redus al țevilor care formează serpentinele permite folosirea presiunilor înalte și deci a temperaturilor ridicate. Serpentinele produc greutăți, mai cu seamă cînd se lucrează cu paste sau cînd rezultă precipitate.

c) *Încălzirea prin manta* nu prezintă acest inconvenient al încălzirii cu serpentine, lăsînd liber întreg spațiu interior al recipientului. Inconvenientele încălzirii prin manta sînt: a) limitarea ariei suprafeței de încălzire la aria peretelui recipientului și b) consum mai mare de material, întrucît atît peretele recipientului, cît și peretele exterior al mantalei trebuie să reziste presiunii aburului din manta.

Aria necesară pentru încălzire este proporțională cu volumul recipientului. Pe de altă parte, raportul dintre aria peretelui și volumul recipientului este mare la recipientele mici și este mic la recipientele mari; de exemplu pentru un recipient semisferic, cu diametru D, raportul dintre aria A a peretelui și volumul V al recipientului este:

$$\frac{A}{V} = \frac{\frac{1}{2}\pi D^2}{\frac{1}{2}\pi\frac{D^2}{6}} = \frac{6}{D} \qquad (19.1)$$

Din această cauză, aria suprafeței de încălzire prin manta, la recipientele mari este deseori insuficientă.

Grosimea pereților recipientului și mantalei este funcție directă de diametrul recipientului și de presiunea vaporilor. De aceea, pentru încălzirea prin manta a recipientelor mari la temperaturi ridicate, grosimile necesare devin prohibitive. La recipientele de dimensiuni obișnuite, temperatura maximă la care se mai poate adopta încălzirea cu abur prin manta este 200°C.

19.1.3. Încălzirea cu vapori sau lichide

Toate modalitățile de încălzire cu vapori sau lichide, care urmează, au rezultat din necesitatea de a încălzi la temperaturi mai înalte fără a mări prea mult grosimea pereților (mai cu seamă pereții recipientelor construite din metale neferoase, scumpe sau rare).

19.1.3.1. **Încălzirea cu serpentine îngropate** (sistem **Frederking**). Folosește serpentine de oțel îngropate la turnarea peretelui gros de fontă al recipientului. Dimensiunile obținute sînt: grosimea peretelui de fontă 70 mm, țeava serpentinei îngropate 22/34 mm, distanța dintre spire 60—100 mm. Serpentina este fracționată în mai multe porțiuni, în scopul încălzirii mai elastice, pe zone, ale aparatului și a evacuării mai rapide a condensatului. Acest mod de încălzire se folosește atît la încălzirea cu vapori, cît și la încălzirea cu apa (lichidă) sub presiune; în ambele cazuri, încălzirea prin serpentine îngropate se poate aplica pînă la punctul critic al apei (374°C și $221{,}3 \cdot 10^5$ Pa=225 kgf/cm²). În fig. 19.2 este reprezentată

Scanned with OKEN Scanner

schema unui reactor încălzit cu serpentine îngropate în pereți. Dezavantajul grosimii mari a peretelui există și la aceste aparate. Coeficientul de transfer termic este relativ mare; s-a observat însă că în decursul timpului, din cauza dilatărilor inegale dintre fontă și oțel, se formează un strat subțire de aer care înrăutățește transportul termic. În tehnica actuală aceste aparate sînt în dispariție, fiind înlocuite cu cele de la punctele următoare.

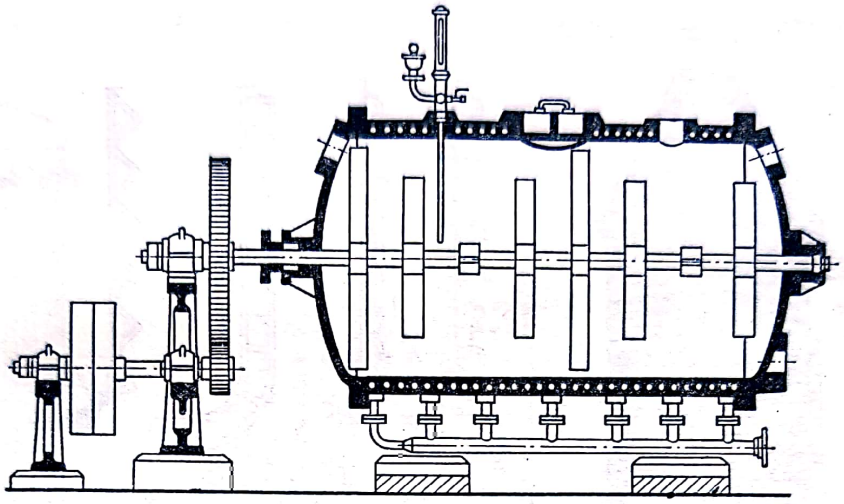


Fig. 19.2. Reactor orizontal încălzit prin serpentine îngropate.

19.1.3.2. **Încălzirea prin manta cu puncte de întărire.** Pentru reducerea grosimii pereților au fost realizate recipiente la care mantaua este adîncită din loc în loc și sudată de peretele recipientului (fig. 19.3). Toate avantajele încălzirii prin manta se mențin și se adaugă posibilitatea de a lucra pînă la presiunea de $75 \cdot 10^5$ Pa, corespunzînd la 290°C cînd purtătorul de căldură din manta este apa (lichidă sau vaporii).

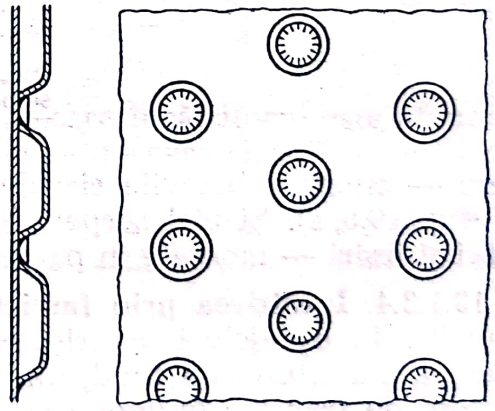


Fig. 19.3. Manta cu punte de întărire.

Se dă exemplul unui reactor cu diametrul de 2 000 mm, încălzit cu vapori de apă de $16 \cdot 10^5$ Pa. Cu manta normală, peretele reactorului ar fi avut grosimea de 30 mm, iar peretele mantalei grosimea de 27 mm; solidarizînd mantaua cu peretele recipientului, prin puncte de întărire, grosimile s-au redus la 8 și, respectiv, 7 mm.

19.1.3.3. **Încălzirea prin serpentine exterioare.** Serpentinele sudate — pe toată lungimea lor — de peretele recipientului, este o perfecționare

Scanned with OKEN Scanner

a încălzirii cu serpentine îngropate, prin reducerea grosimii peretelui (fig. 19.4). Se aplică pînă la presiunea critică a apei.

În mod obișnuit serpentinele se confecționează din țeavă normală (fig. 19.5, *a*), dar există variante care folosesc jumătăți de țeavă (fig. 19.5, *b*) sau corniere (fig. 19.5, *c* și *d*), toate tinzînd să realizeze o cît mai bună transmitere de căldură și o construcție mai ușor de executat. Pentru un bun transfer termic, la condițiile obișnuite, se introduce — prin

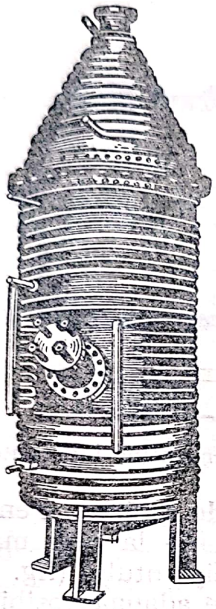


Fig. 19.4. Recipient cu serpentine exterioare.

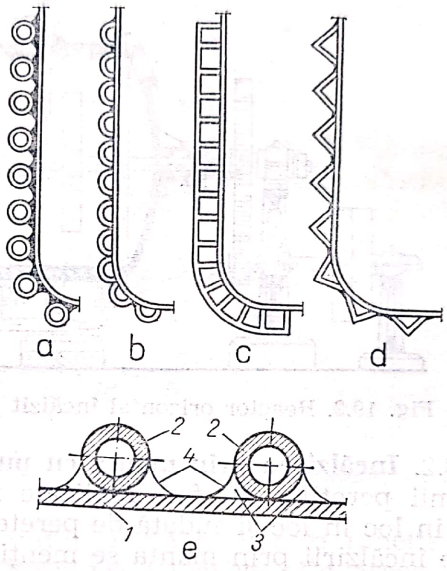


Fig. 19.5. Încălzire cu serpentine exterioare:
a — serpentine din țevi circulare; *b* — serpentine din jumătăți de țevi; *c*, *d* — serpentine din corniere; *e* — fixarea serpentinelor exterioare;
1 — peretele recipientului; *2* — spirele serpentinei; *3* — cupru bătut între perete și serpentină; *4* — sudură de oțel.

batere — cupru sub țevile circulare, care se acoperă apoi cu sudură de oțel (fig. 19.5, *e*). Și aici serpentinele se împart în porțiuni (zone) — cu intrări și ieșiri — montate în paralel.

19.1.3.4. **Încălzirea prin fascicul de țevi (sistem tubular).** Este mult răspîndită în utilajele industriei chimice. Se realizează astfel: a) o fracționare a curentului de fluid, din care rezultă o creștere a valorii coeficientului de transfer (micșorarea dimensiunii caracteristice care intră — cu exponent negativ — în formulele pentru calculul coeficientului parțial de transfer) și b) o concentrare a ariei suprafeței de încălzire pînă la 40 m² suprafața de încălzire pe metrul cub de aparat.

Sistemul tubular tipic este format (fig. 19.6) dintr-un fascicul de țevi paralele fixate în găurile a două plăci groase, numite *plăci tubulare*; fasciculul de țevi este introdus într-o manta, de al cărei perete cilindric se fixează plăcile tubulare. Rezultă astfel două spații separate, prin care

circulă cele două fluide, spațiul dintre țevi și spațiul din interiorul țevilor. Variante ale sistemului tubular de încălzire sînt arătate în cap. 20.1.3.

O variantă remarcabilă a sistemului tubular este *elementul de încălzire Witkowicz* (fig. 19.7), format dintr-o cameră prismatică cu secțiune pătrată ai cărei pereți laterali au rolul de plăci tubulare, în care sînt fixate țevile încălzitoare în rînduri alternative, între cele două perechi de pereți opuși. Se formează și aici cele două spații: 1) spațiul din interiorul țevilor,

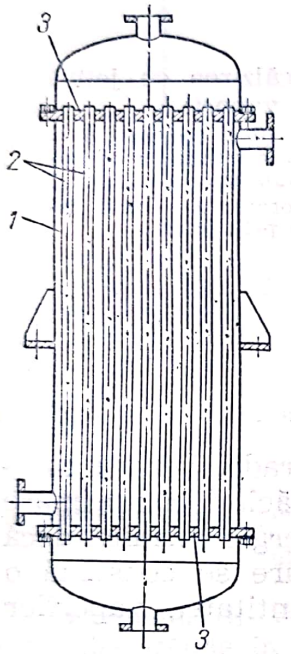


Fig. 19.6. Schimbător de căldură cu sistem tubular de încălzire:
1 — manta; *2* — țevi; *3* — plăci tubulare.

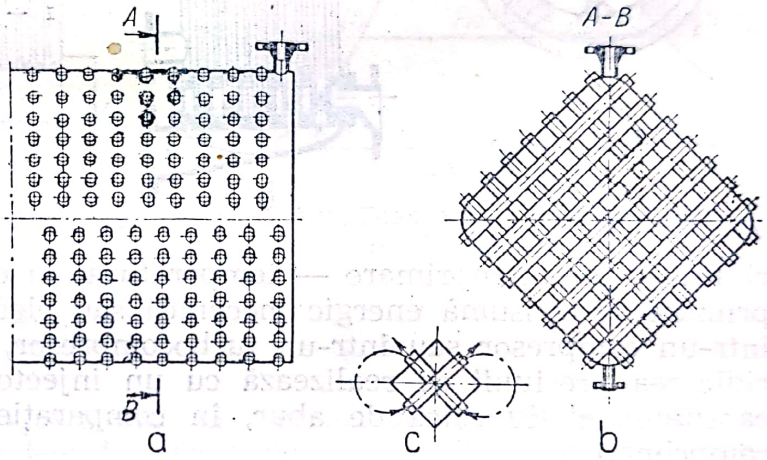


Fig. 19.7. Element de încălzire *Witkowicz:*
a — vedere; *b* — secțiune *AB*; *c* — activarea agitării lichidului încălzit.

comunicînd cu lichidul din recipientul în care încălzitorul este afundat și 2) spațiul dintre țevi și mantaua prismatică, în care circulă și se condensează vaporii de apă. Pe lîngă o mare concentrare a suprafeței de încălzire, acest încălzitor realizează și o activare a agitării lichidului încălzit (fig. 19.7, *a*), cu rezultatul îmbunătățirii transferului termic și evitării eventualelor depuneri.

19.1.3.5. **Încălzirea cu jeturi de vapori.** Se bazează pe influența favorabilă a vitezei fluidului asupra coeficientului de transfer care este mult pusă în valoare cînd unul sau ambele fluide, între care se face schimbul (indirect) de căldură, sînt proiectate sub formă de jeturi asupra peretelui care le separă. S-au obținut prin procedeu valori foarte mari ale coeficienților de transfer; exemple: k=8 230 W/(m²·K)=7 080 kcal/(m²·h·K) între vapori și apă, cînd numai vaporii au fost proiectați în jeturi, k=144 W/(m²·K)=124 kcal/(m²·h·K) în încălzitoare cu aer, k=70 000 W/(m²·K)=60 000 kcal/(m²·h·K) în încălzitoare cu apă. În fig. 19.8 este reprezentată încălzirea cu jeturi aplicată la un tambur și la un schimbător de căldură.

Scanned with OKEN Scanner

19.1.3.6. **Încălzirea prin pompa de căldură.** Cînd din aparatul încălzit rezultă vapori care urmează să fie condensați (de exemplu la evaporatoare, distilatoare, coloane de rectificare) există posibilitatea de a folosi acești vapori chiar pentru încălzirea aparatului care i-a generat, dacă li se

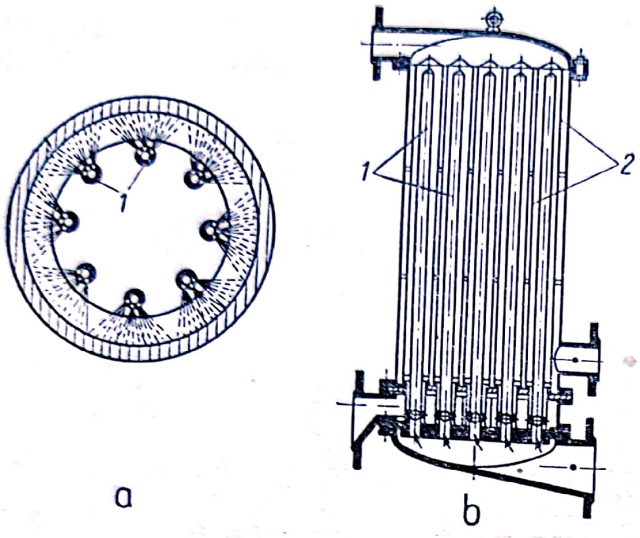


Fig. 19.8. Încălzirea cu jeturi de vapori:
a — încălzirea unui tambur; *b* — încălzirea unui schimbător de căldură;
1 — țevi perforate; *2* — țevi încălzite prin jeturi.

ridică — prin comprimare — temperatura, cu cîteva grade. Pentru comprimare se consumă energie mecanică sau electrică, făcînd comprimare într-un compresor sau într-un turbocompresor, ori energie termică dacă ridicarea presiunii se realizează cu un injector în care se consumă o cantitate relativ mică de abur, în comparație cu cantitatea vaporilor comprimați.

În fig. 19.9 este dată schema unui aparat (vaporizator) încălzit cu pompă de căldură. Din aparat rezultă vapori, prin fierberea unui lichid încălzit cu ajutorul unui sistem oarecare de încălzire indirectă (în figură, sistem tubular); vaporii care ies din aparat cu temperatura t_1 sînt comprimați în aparatul de comprimare (compresor, turbocompresor sau injector cu abur) unde li se ridică presiunea și temperatura pînă la t_2, devenind vapori supraîncălziți. Cu această temperatura t_2, vaporii intră în sistemul de încălzire al aparatului, unde ei cedează întîi căldura sensibilă de supraîncălzire — răcindu-se pînă la temperatura t_3 — și apoi căldura de vaporizare, ieșind din aparat sub formă de condensat.

În fig. 19.10, este reprezentată diagrama *t, s* de stare a vaporilor, cu cele patru faze ale procesului:

— între *1* și *2*, *vaporizarea (izotermă)* a lichidului la temperatura t_1;
— între *2* și *3*, *comprimarea* vaporilor (considerată *adiabatică*), cu creșterea temperaturii de la t_1 la t_2;
— între *3* și *4*, *răcirea* (*izobară*) a vaporilor, cu scăderea temperaturii de la t_2 la t_3;
— între *4* și *5*, *condensarea* (*izotermă*) a lichidului, la temperatura t_3.

Procedeu este cu atît mai convenabil (consum specific mai mic de energie mecanică sau de vapori proaspeți) cu cît ridicarea temperaturii este mai mică. De aceea, încălzirea cu pompă de căldură nu este rațională la evaporarea soluțiilor concentrate sau la rectificarea amestecurilor a căror fracțiune ușoară fierbe cu mult mai jos decît fracțiunea grea.

Scanned with OKEN Scanner

Pe lîngă reducerea totală sau parțială a consumului de abur proaspăt, pompa de căldură economisește și apa de răcire necesară pentru condensarea vaporilor secundari ieșite din aparat. La încălzirea cu pompa de căldură, condensarea vaporilor se face în spațiul de încălzire al aparatului.

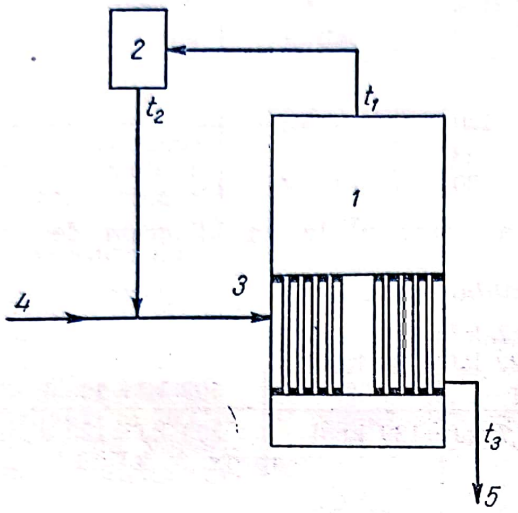


Fig. 19.9. Evaporator încălzit cu pompă de căldură:

1 — evaporator; *2* — aparat de comprimare; *3* — sistem de încălzire; *4* — intrarea aburului pentru amorsarea inițială a fierberii; *5* — ieșirea condensatului.

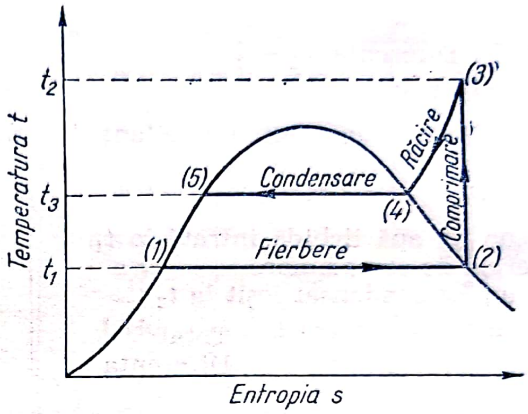


Fig. 19.10. Diagrama *t*, *s* pentru pompa de căldură.

Exemplu. Un distilator este încălzit prin pompă de căldură funcționînd în condițiile arătate în rîndurile 1—3 din tabelul de mai jos. Se presupune că distilatorul este alimentat cu lichid încălzit la temperatura de fierbere și că condensatul iese din aparat la temperatura de condensare. Se cere să se determine consumul de energie în compresor.

1	Lichidul vaporizat		apă		Dat
2	Temperatura de fierbere în distilator	t_1	100	°C	Dată
3	Temperatura (de condensare) în sistemul de încălzire al distilatorului	t_3	120	°C	Dată
4	Presiunea vaporilor la temperatura t_1	p_1	$1{,}01 \cdot 10^5$	Pa	Tabele sau diagrame
	idem		1,03	kgf/cm²	
5	Entalpia lichidului la temperatura t_1	h_1'	418,7	kJ/kg	Tabele sau diagrame
	idem		100	kcal/kg	
6	Entalpia vaporilor la t_1 și p_1	h_1''	2 675	kJ/kg	Tabele sau diagrame
	idem		639	kcal/kg	
7	Căldura de vaporizare la t_1	r_1	2 256	kJ/kg	(6)—(5)
	idem		539	kcal/kg	
8	Presiune la condensare la t_3	p_2	$1{,}986 \cdot 10^5$	Pa	Tabele sau diagrame
	idem		2,02	kgf/cm²	
9	Temperatura după comprimare la p_2	t_2	165	°C	Diagrama *h*, *s*

Scanned with OKEN Scanner

10	Entalpia vaporilor la t_2 și p_2 p_2'''	2 797	kJ/kg	Tabele sau diagrame
	idem	668	kcal/kg	
11	Energia necesară comprimării $h_2'''-h_1''$	122	kJ/kg	(10)—(6)
	idem	29	kcal/kg	
12	Entalpia condensatului la t_3 h_2'	503	kJ/kg	Tabele sau diagrame
	idem	120	kcal/kg	
13	Diferența $h_2'-h_1'$	84	kJ/kg	(15)—(5).
	idem	20	kcal/kg	

Observație. Dintr-un bilanț termic total, raportul la un kilogram de fluid rezultă:

	Călduri intrate	*Călduri ieșite*
Cu un kg apă lichidă intrată la t_1	418,7 kJ = 100 kcal	
Energie de comprimare	122 kJ = 29 kcal	
Cu un kg condensat ieșit la t_2		503 kJ = 120 kcal
Total	540,7 kJ = 129 kcal	503 kJ = 120 kcal
Diferența		aprox. 38 kJ = 9 kcal

Diferența de 38 kJ (9 kcal) este folosită pentru vaporizarea unei cantități suplimentare (28/2 256 = 9/539 = 0,017 kg) de lichid. În practică este nevoie și de o cantitate de căldură pentru acoperirea pierderilor de căldură în mediul exterior.

Cînd comprimarea vaporilor se face cu un injector cu abur, se socotește ca un consum de 0,250 kg abur proaspăt în injector pentru vaporizarea unui kilogram de apă.

19.1.3.7. **Încălzirea cu vapori de substanțe organice.** Înlocuirea vaporilor cu apă, ca purtător de căldură — cu vaporii unor substanțe organice mai greu volatile decît apa, a făcut posibilă încălzirea la temperaturi mai înalte — pînă la 380°C — la presiuni joase.

Condițiile principale pe care trebuie să le îndeplinească un astfel de purtător de căldură sînt: volatilitate scăzută, căldură de vaporizare mare, conductivitate termică mare, căldură masică mare, viscozitatea mică, punct de topire coborît, stabilitate termică, agresivitate chimică mică, inflamabilitate și toxicitate foarte mică.

Din cauza acestor numeroase condiții, puține substanțe sînt folosite ca purtători de căldură; după apă, răspîndirea cea mai mare o are amestecul eutectic (cu punct minim de topire la 12,3°C) format din 26,5% difenil ($C_6H_5—C_6H_5$) și 73,5% difenil-eter ($C_6H_5—O—C_6H_5$), care îndeplinește în mare măsură condițiile menționate mai sus: cîteva proprietăți ale acestui amestec sînt date în tabelul 19.2.

În fig. 19.11 este reprezentată schema unei instalații de încălzire cu vapori de difenil-difenileter. Vaporii generați într-un cazan special ajung în mantaua sau în serpentinele aparatului care trebuie încălzit; condensatul rezultat după cedarea căldurii trece prin separatorul de gaze necondensabile și se întoarce — prin căderea liberă — în generatorul de vapori, în circuit închis. Gazele necondensabile, împreună cu vaporii necondensați și cu picăturile antrenate ajung într-un răcitor cu aer; lichidul recuperat în răcitor intră în rezervorul instalației.

Scanned with OKEN Scanner

Tabelul 19.2

Proprietățile unor purtători de căldură lichizi

Proprietatea	Unități	Amestec difenil-difenil-eter	Aroclor 1-2-4-8-tetraclor difenil	Tetraalil-silicat	Apă
Masa moleculară	g/mol	165	276	423	18
Punctul normal de fierbere	°C	255	340	420—440	100
Temperatura maximă folosită	°C	370	300	315	374
Presiunea la temperatura maximă	Pa	$6{,}08 \cdot 10^5$	$0{,}5 \cdot 10^5$	$25{,}4 \cdot 10^5$	$221 \cdot 10^5$
idem	kgf/cm²	6,2	0,5	25,9	225
Punctul de topire	°C	12,3	—7	—40	0
Densitatea la 20°C	kg/m³	1 062	1 440	1 145	998
Căldura de vaporizare la punctul normal de fierbere	kJ/kg	256	—	147	2 257
idem	kcal/kg	68,2	—	35	539
Conductivitatea termică la 20°C	W/(m·K)	0,14	0,10	0,13	0,59
idem	kcal/(m·h·K)	0,12	0,09	0,11	0,51
Căldura masică la 20°C	kJ/(kg·K)	2,14	2,05	2,22	4,493
idem	kcal/(kg·K)	0,51	0,49	0,53	1,073
Viscozitatea la 150°C	kg/(m·s)	$1{,}61 \cdot 10^{-3}$	$1{,}5 \cdot 10^{-3}$	$3{,}92 \cdot 10^{-3}$	$0{,}19 \cdot 10^{-3}$
idem	cP	1,61	1,5	3,92	0,19
Punctul de aprindere	°C	112	195	277	—

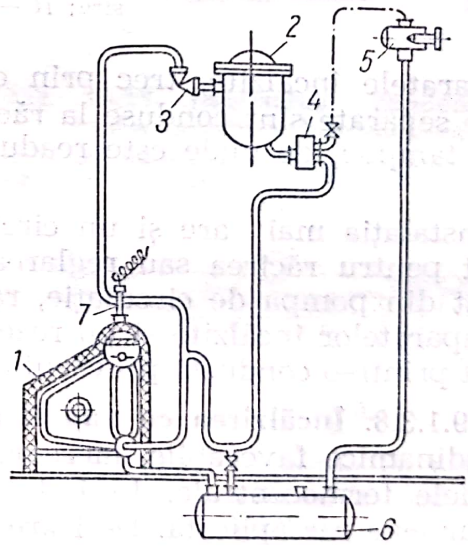


Fig. 19.11. Instalație de încălzire cu vapori de difenil-difenileter:
1 — generator de vapori; *2* — aparatul care trebuie încălzit; *3* — ventil pentru reglarea debitului de vapori; *4* — oală de condensat; *5* — răcitor cu aer; *6* — rezervor de amestec difenil-difenileter; *7* — aparat pentru reglarea automată a focului în funcție de debitul de vapori necesari.

În fig. 19.12 este reprezentată o instalație de încălzire cu circulație forțată a condensatorului de difenil-difenileter. Vaporii purtători de căldură, produși în generatorul de vapori, încălzesc două sau mai multe

Scanned with OKEN Scanner

reactoare cu manta impărțită în două compartimente pentru a putea dirija încălzirea mai mult în partea superioară sau în cea inferioară a aparatelor; din fiecare compartiment al mantalei, gazele necondensabile și vaporii necondensați ajung într-un răcitor comun, unde vaporii sînt condensați, iar gazele sînt evacuate cu un ejector. Condensatul rezultat

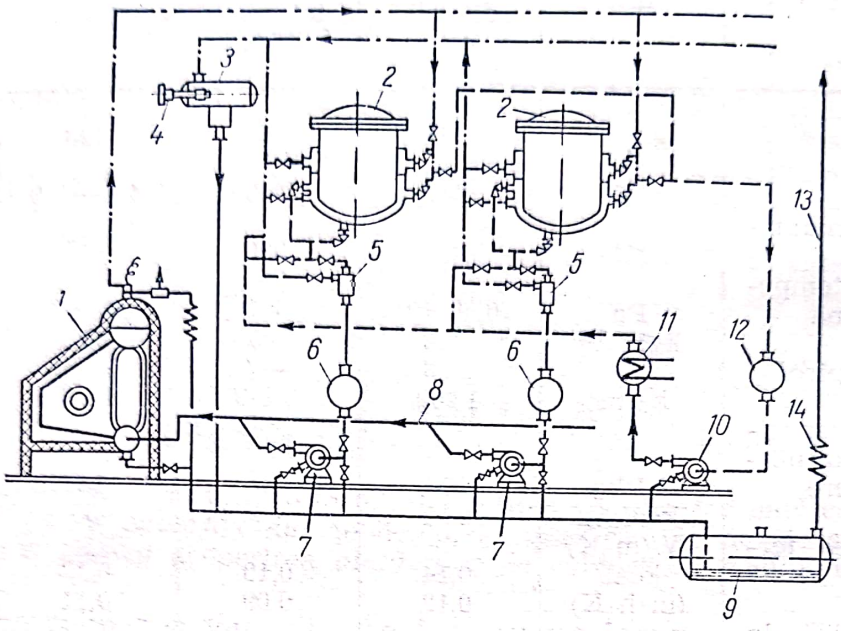


Fig. 19.12. Instalație de încălzire cu vapori de difenil-difenileter cu circulație forțată și cu circuit de răcire:

1 — generatori de vapori de difenil-difenileter; *2* — aparate care trebuie încălzite; *3* — răcitor (condensator) cu aer; *4* — ejector de gaze necondensabil; *5* — separatoare (oale de condensat); *6* — recipiente pentru condensat; *7* — pompe pentru condensat; *8* — conductă de condensat spre generatorul de vapori; *9* — rezervor de difenil-difenileter; *10* — pompe pentru circuitul de difenil-difenileter rece; *11* — răcitor cu apă; *12* — rezervor pentru difenil-difenileter în circuitul de răcire; *13* — conducta de aerisire; *14* — răcitor cu aer.

în aparatele încălzite, trec prin cîte un separator (oală de condensat), gazele separate sînt conduse la răcitor, iar lichidul este colectat în rezervoare tampon, de unde este readus prin pompare, în generatorul de vapori.

Instalația mai are și un circuit cu amestec difenil-difenileter rece, folosit pentru răcirea sau reglarea temperaturii încălzite. Circuitul este format din pompa de circulație, răcitorul cu apă, mantaua sau serpentinele aparatelor încălzite și un rezervor tampon. Rezervorul principal este aerisit printr-o conductă prevăzută cu un răcitor.

19.1.3.8. **Încălzirea cu vapori de mercur.** Ca urmare a proprietăților termodinamice favorabile, mercurul a fost folosit ca purtător de căldură în unele termocentrale. În industria chimică, încălzirea cu vaporii de mercur este rar aplicată. Deși are mare stabilitate termică și presiuni de vapori destul de mici la temperaturi relativ înalte, totuși coeficientul mic de transfer (și din cauză că mercurul nu „udă" metalele), toxicitatea mare și costul ridicat impiedică introducerea încălzirii cu vapori de mercur în industria chimică.

Scanned with OKEN Scanner

19.1.4. Evacuarea condensatului

Din toate aparatele încălzite cu vapori, condensatul trebuie evacuat, intermitent sau pe măsura ce se formează, pentru a nu îneca o parte din suprafața de încălzire. Evacuarea se face cu ajutorul unor dispozitive care lasă să treacă numai condensatul (nu și vaporii), de la presiunea supra- sau subatmosferică din aparatul încălzit, la presiunea atmosferică (uneori supraatmosferică) din conductă de colectare a condensatului; v. STAS 7641-80, armaturi pentru eliminat condensatul. Cînd nu este impurificat, condensatul este un lichid valoros care trebuie colectat pentru a fi folosit ca dizolvant sau pentru alimentarea cazanelor de abur.

Dispozitivele pentru evacuarea condensatului funcționează în condiții grele; pentru a evita neplăcerile rezultate din funcționarea lor defectuoasă ele trebuie alese cu grijă și supravegheate atent.

19.1.4.1. **Evacuarea cu închiderea hidraulică.** Dacă spațiul de încălzire în care se condensează vaporii este la presiune supraatmosferică, condensatul este evacuat printr-o conductă (barometrică) ascendentă, destul de lungă încît coloana de lichid (condensatul) pe care îl conține să echilibreze presiunea din spațiul de încălzire (presiunea vaporilor). Se folosește pentru suprapresiuni de la $0{,}6 \cdot 10^5$ Pa (0,6 atm) pînă la 10^5 Pa (1,0 atm). Pentru a evita aruncarea lichidului din conductă, atunci cînd presiunea aburului crește sau înnecarea spațiului de încălzire cînd presiunea scade, conducta de evacuare are o porțiune descendentă care preia aceste variații de presiune (fig. 19.13, *a*). Dacă spațiul de încălzire se găsește la presiune subatmosferică, evacuarea condensatului se face printr-o conductă barometrică descendentă (fig. 19.13, *b*).

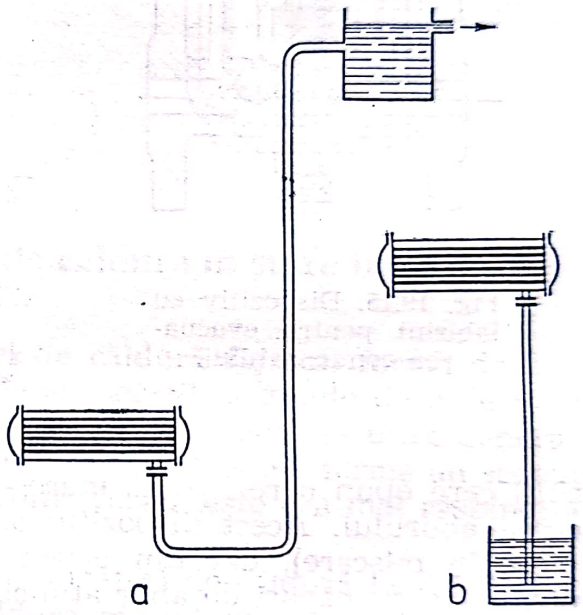


Fig. 19.13. Evacuarea condensatului prin închidere barometrică:
a — din spații la presiune supraatmosferică; *b* — din spații la presiune subatmosferică.

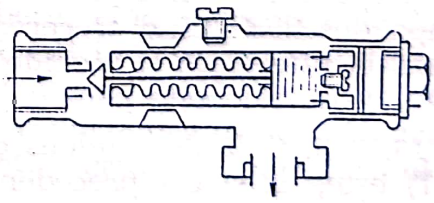


Fig. 19.14. Dispozitiv cu burduf pentru evacuarea condensatului.

19.1.4.2. **Dispozitiv de evacuare cu burduf.** Dispozitivul schițat în fig. 19.14 este în principiu, o supapă cu burduf metalic. Atît timp cît din aparatul încălzit intră condensat, supapa este deschisă și condensatul poate trece spre conducta de colectare. În momentul cînd trece aburul (cu temperatura mai mare), burduful se dilată și supapa închide intrarea în conductă. Unele variante ale acestui dispozitiv au în burduf un lichid volatil care face ca burduful să acționeze asupra supapei și prin

Scanned with OKEN Scanner

presiunea interioară mărită cînd crește temperatura. Este indicat pentru unități mici și pentru suprapresiuni de cel mult o atmosferă; sînt contraindicate cînd se pot forma depuneri (din condensat sau abur).

19.1.4.3. **Dispozitiv cu labirint.** Construcția din fig. 19.15 se bazează pe posibilitatea de trecere a condensatului printr-o serie de șicane (labi-

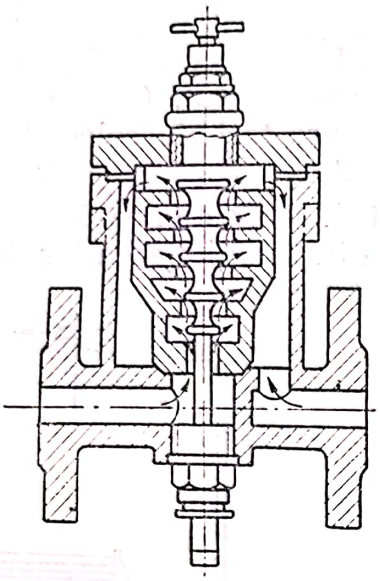


Fig. 19.15. Dispozitiv cu labirint pentru evacuarea condensatului.

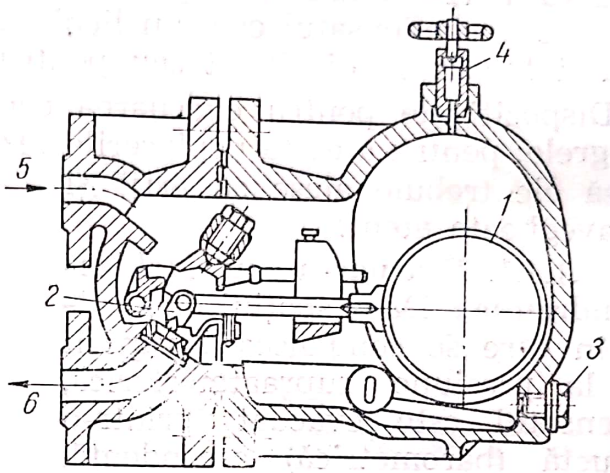


Fig. 19.16. Oală de condens cu evacuare continuă:
1 — plutitor (închis); *2* — supapă; *3* — dop de scurgere; *4* — ventil pentru evacuarea aerului; *5* — intrarea condensatului; *6* — evacuarea condensatului.

rint) care opun o rezistență mare — prin destinderi succesive — la trecerea aburului. Acest dispozitiv are avantajul funcționării statice (fără piese în mișcare), dar din cauza lipsei unei închideri automate, complete — sînt scăpări de abur atunci cînd debitul condensatului scade prea mult. Este indicat pentru aparatele la care debitul condensatului nu variază în limite largi.

19.1.4.4. **Oală de condens cu evacuare continuă.** Acest aparat (fig. 19.16) este, în principiu, o supapă comandată de un plutitor; cînd intră condensat, plutitorul se ridică și condensatul este evacuat continuu prin supapa deschisă. Cînd trecerea condensatului se oprește, plutitorul cade în poziția inferioară și închide complet ventilul de ieșire oprind scăparea aburului. Se folosește pentru presiuni pînă la 10^6 Pa (10 atm).

19.1.4.5. **Oală de condens cu evacuare intermitentă.** Acest aparat (fig. 19.17) este, ca și cel precedent, tot o supapă comandată de un plutitor care aici are forma unui pahar. Printr-o tijă fixată central în fundul plutitorului, supapa de evacuare este deschisă sau închisă, după cum plutitorul se găsește în poziție inferioară sau superioară. Condensatul care intră în aparat umple spațiul din jurul plutitorului (menținîndu-l în poziție superioară) și deversează apoi în interiorul plutitorului care, la un anumit raport de umplere, cade în poziția inferioară deschizînd supapa de evacuare; condensatul din plutitor este evacuat prin tubul care înconjoară tija de comandă, sub apăsarea presiunii din aparat. După golirea

Scanned with OKEN Scanner

lichidului din interiorul lui, plutitorul se ridică închizînd supapa de evacuare.

Frecvența mișcărilor periodice ale plutitorului — care prin micile zgomote caracteristice pot fi urmărite din afară — indică funcționarea lui regulată și debitul condensatului.

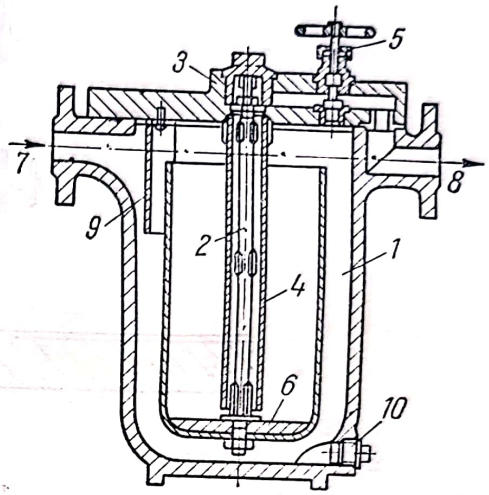


Fig. 19.17. Oală de condens cu evacuare intermitentă:
1 — plutitor deschis; *2* — tija de comandă; *3* — supapă; *4* — tub pentru evacuarea condensatului din plutitor; *5* — ventil de întoarcere pentru împiedicarea condensatului de a reveni în oală; *6* — robinet de aerisire și purjare; *7* — greutate mobilă; *8* — intrarea condensatului; *9* — ieșirea condensatului; *10* — șicane; *11* — dop (pentru eliminarea depunerilor).

19.2. Încălzirea cu purtători de căldura în stare lichidă

Lichidele sînt folosite ca purtători de căldură fie sub formă de băi, ca intermediar între aparatul care trebuie încălzit și gazele de ardere de la un focar sau arzător, fie circulînd — în circuit închis — între generatorul de căldură și aparatul care trebuie încălzit. Ambele forme au scopul unei încălziri menajate și reglabile. Ultima formă este cea mai răspîndită în industria chimică.

Avantajul principal al încălzirii cu purtători de căldură lichizi derivă din volumul specific redus și din căldura masică mare a lichidelor (în comparație cu gazele); rezultă circuite formate din conducte subțiri putînd suporta presiuni înalte.

Încălzirea cu băi de lichide se utilizează pentru temperaturi inferioare punctului de fierbere la presiune atmosferică. Dacă se lucrează la temperaturi apropiate de punctul de fierbere, cînd pierderea de lichid prin vaporizare este importantă, se folosesc băi închise sau recipiente cu manta prevăzute cu refrigerente cu reflux sau condensatoare, pentru condensarea vaporilor. Încălzirea cu circulația purtătorului de căldură se poate face și sub presiune, pînă la punctul critic al purtătorului de căldură.

19.2.1. Încălzirea cu apă caldă

Pînă la 80°C, încălzirea cu apă — ca purtător de căldură — se face la presiunea atmosferică. Peste această temperatură, pînă la punctul critic (374°C) se lucrează cu apă sub presiune. Procedeul este impropriu

numit încălzire cu apă supraîncălzită. Se folosește aparatura cu serpentine îngropate sau exterioare (v. 19.1.3). În fig. 19.18 este reprezentată schema unei instalații de încălzire cu apă sub presiune.

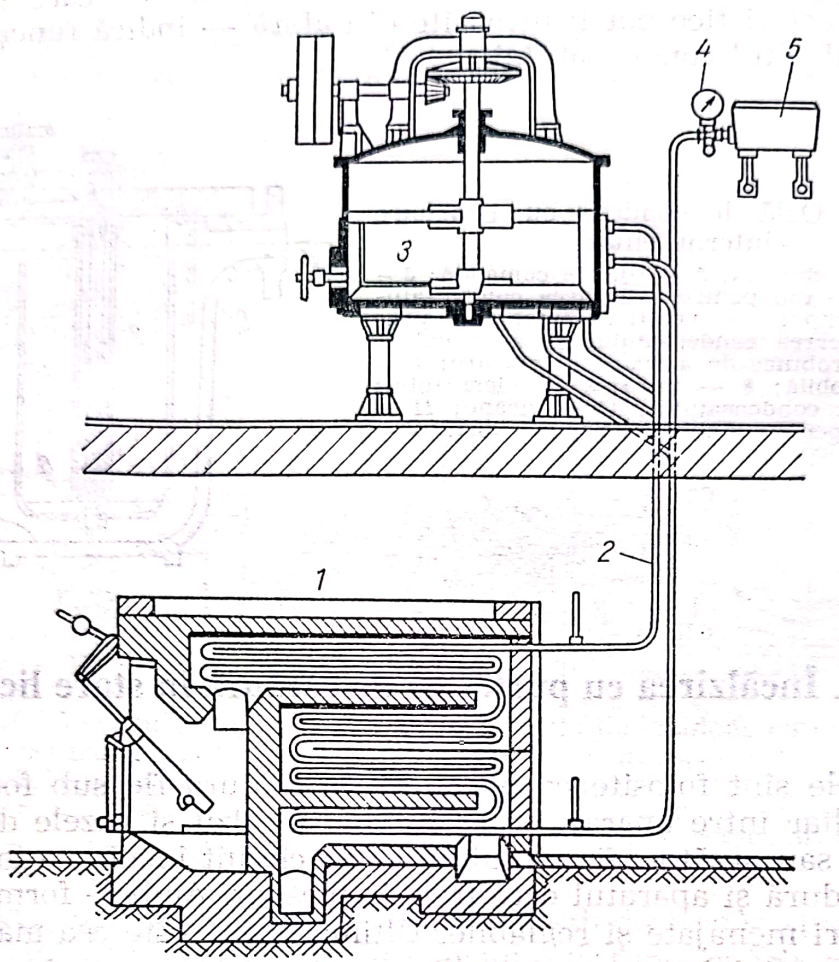


Fig. 19.18. Instalație de încălzire cu apă sub presiune:
1 — generator de căldură; *2* — conductă de apă caldă sub presiune; *3* — aparat de încălzit, cu serpentine îngropate; *4* — supapă de siguranță și manometru; *5* — rezervor de expandare.

19.2.2. Încălzirea cu uleiuri minerale

Uleiurile minerale sînt folosite ca purtători de căldură, fie ca băi, fie într-un sistem de circulație, pentru temperaturi pînă la 300°C. Temperatura este limitată de stabilitatea termică a uleiurilor (descompunere, cracare). Viscozitatea relativ mare, coeficientul mic de transfer termic (sub 580 $W/m^2 \cdot K$=500 $kcal/m^2 \cdot h \cdot K$) și necesitatea unei circulații active și neîntrerupte (pentru evitarea supraîncălzirii și descompunerii uleiului în generatorul de căldură) sînt inconveniente care restrîng aplicațiile încălzirii cu uleiuri minerale.

19.2.3. Încălzirea cu lichide organice definite

Cîteva substanțe organice sînt folosite ca purtători de căldură lichizi, în industria chimică, pentru temperaturi cuprinse între 200—400°C; cele mai utilizate sînt difenilul, difenileterul, amestecul eutectic de difenil

Scanned with OKEN Scanner

(26,5%) și difenileter (73,5%), naftalina,1,2,4,8-tetraclordifenilul (aroclor), glicerina, unii siliconi, în tabelul 19.2 sînt indicate proprietățile principale ale cîtorva dintre aceste substanțe, în comparație cu apa.

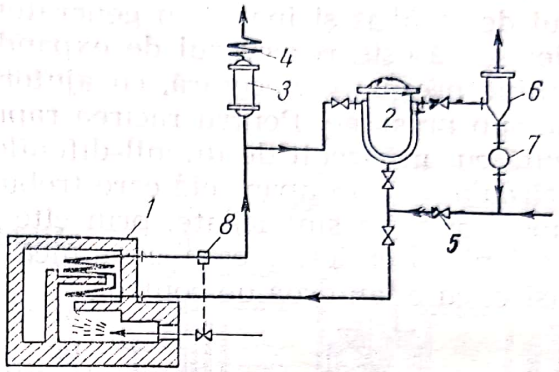


Fig. 19.19. Instalație de încălzire cu amestec difenil-difenileter lichid:

1 — generator de căldură; *2* — aparat de încălzit; *3* — rezervor de expandare; *4* — răcitor cu aer; *5* — ventil pentru reglarea debitului apei de răcire; *6* — separator; *7* — lanternă de observație; *8* — termoregulator.

Pînă la 200°C, încălzirea cu amestec difenil-difenileter lichid se face fără pierderi apreciabile prin vaporizare. La temperaturi cuprinse între 200 și 250°C instalația trebuie să fie prevăzută cu refrigerant pentru condensarea vaporilor rezultați din vaporizare. La $0{,}7 \cdot 10^5$ Pa=0,7 kgf/cm² suprapresiune, se atinge temperatura de 280°C. Această presiune se obține ușor punînd instalația sub presiunea unei coloane de lichid (difenil-difenileter) de 6,6 m înălțime. Pentru temperaturi mai ridicate se poate lucra cu lichid sub presiune, dar se recomandă să se folosească încălzirea cu vapori.

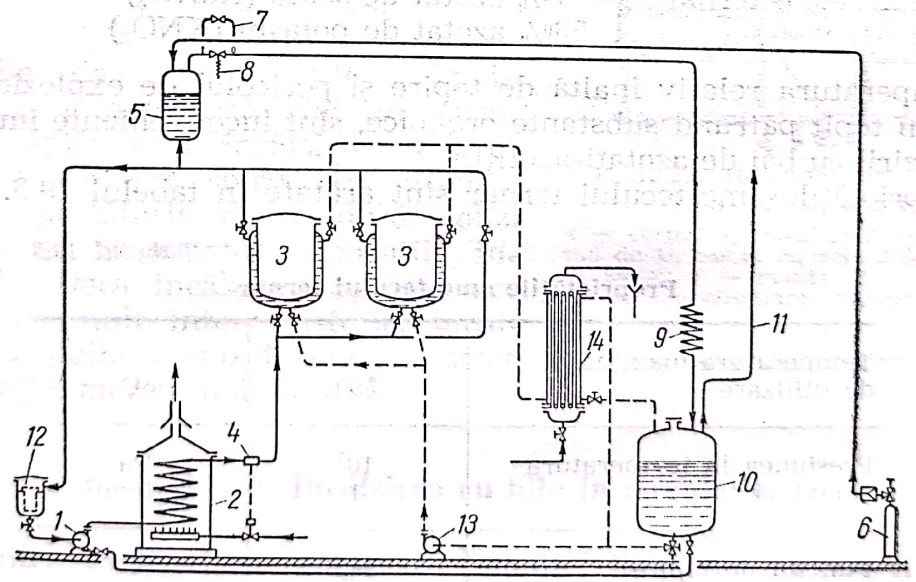


Fig. 19.20. Instalație de încălzire cu amestec difenil-difenileter lichid funcționînd sub presiune, cu circulație forțată;

1 — pompa de circulație pentru amestecul difenil-difenileter cald; *2* — generator de căldură; *3* — aparate care trebuie încălzite și răcite; *4* — termoregulator; *5* — rezervor de expandare; *6* — butelie cu gaz inert sub presiune; *7* — ventil barostat pentru reglarea presiunii în instalație; *8* — ventil de siguranță; *9* — răcitor cu aer; *10* — rezervor de difenil-difenileter; *11* — conductă pentru aerisirea rezervorului; *12* — pompă de circulație pentru amestecul de difenil-difenileter rece; *13* — răcitor cu apă.

Scanned with OKEN Scanner

În fig. 19.19 este reprezentată o instalație simplă de încălzire cu amestec difenil-difenileter lichid, funcționînd la presiune atmosferică cu circulația lichidului prin termosifon. Purtătorul de căldură circulă în circuit închis prin generatorul de căldură, mantaua sau serpentinele aparatului de încălzit și înapoi în generator; în punctul cel mai înalt al instalației se găsește rezervorul de expandare, în care un ventil cu regulator menține presiunea necesară, cu ajutorul unui gaz inert (azot) dintr-o butelie sub presiune. Pentru răcirea rapidă a aparatelor, instalația este prevăzută cu un circuit de difenil-difenileter rece, care trece printr-o pompă de circulație, prin aparatele care trebuie răcite și printr-un răcitor cu apă. Ambele circuite sînt legate, prin cîte o derivație, cu rezervorul principal de difenil-difenileter, care comunică cu atmosfera printr-o conductă de aerisire, cu o lanternă de control.

19.2.4. Încălzirea cu săruri topite

Pentru încălzire la temperaturi cuprinse între 400 și 500°C, se folosesc băi de săruri topite.

Sînt recomandate următoarele amestecuri eutectice de azotați și azotiți:

— amestecul binar { 45% azotit de sodiu ($NaNO_2$)
55% azotat de potasiu (KNO_3)

— amestecul ternar { 40% azotit de sodiu ($NaNO_2$)
7% azotat de sodiu ($NaNO_3$)
53% azotat de potasiu (KNO_3)

Temperatura relativ înaltă de topire și pericolul de explozie cînd în amestecul topit pătrund substanțe organice, sînt inconveniente importante ale încălzirii cu băi de azotați-azotiți.

Proprietățile amestecului ternar sînt arătate în tabelul 19.3.

Tabelul 19.3

Proprietățile amestecului ternar

Temperatura maximă de utilizare	550	°C
Presiunea la temperatura maximă	10^5 1	Pa kgf/cm^2
Punctul de topire	142	°C
Densitatea la 150°C	1 970	kg/m^3
Căldura masică la 150°C	1,560 0,363	kJ/(kg·K) kcal/(kg·K)
Viscozitatea la 150°C	$17{,}72 \cdot 10^{-3}$ 17,72	kg/m·s cP

Scanned with OKEN Scanner

Reactorul cu baie de azotați-azotiți în stare topită, schițat în fig. 19.21 servește pentru reacții catalitice, sensibile la variații de temperatură. Căldura produsă de reacția exotermă în țevile cu catalizator granular (în figură sînt reprezentate numai cîteva țevi) este luată de baia cu săruri topite și este apoi cedată țevilor în formă de U răcite cu aer. Circulația topiturii este asigurată de o elice (propeler).

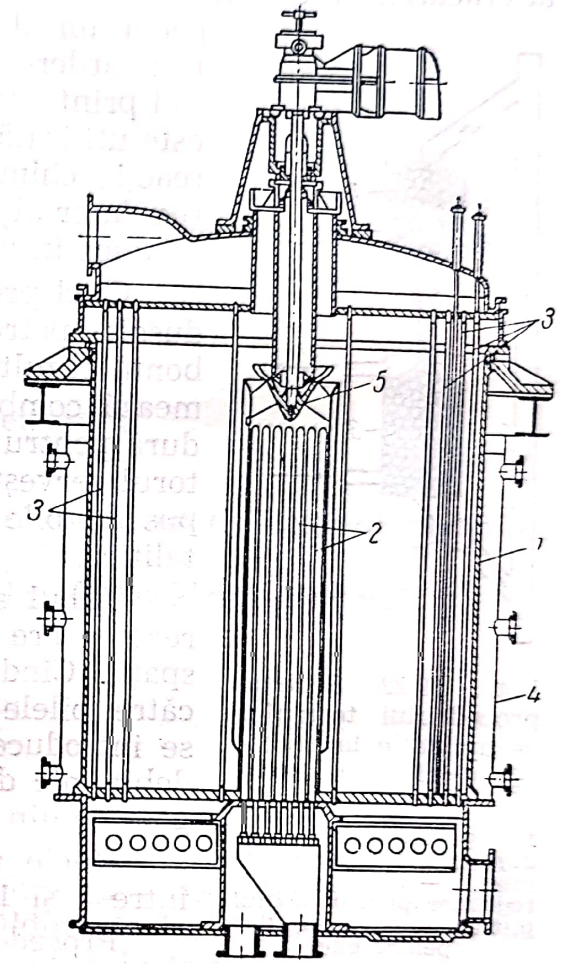


Fig. 19.21. Reactor catalitic, cu baie de săruri topite:
1 — corpul aparatului; *2* — țevi în formă de U, răcite cu aer; *3* — țevi cu catalizator; *4* — manta; *5* — elice pentru circularea topiturii.

19.2.5. Încălzirea cu băi de metale topite

Acest mod de încălzire nu este folosit în industria chimică decît cu totul excepțional. Se utilizează băi formate din amestecuri de plumb (punct de topire 327°C) și antimoniu (punct de topire 630°C); amestecul eutectic — cu 87% plumb — al acestor metale se topește la 246°C.

19.3. Încălzirea cu purtători de căldură solizi

Băile de nisip folosite mult în laborator și în tehnică, sînt un exemplu de aplicare a încălzirii cu purtători de căldură solizi. În ultimele decenii, purtătorii de căldură solizi au noi și importante aplicații industriale. Dacă încălzirea cu bile are acum mai mult interes istoric, încălzirea cu pulberi sub formă de strat fluidizat s-a dezvoltat enorm și își găsește mereu noi aplicații.

19.3.1. Încălzirea cu bile în circulație

Pentru încălziri la temperaturi înalte, lichidele nu pot fi luate în considerare, iar gazele prezintă dezavantajele capacității calorice reduse și coeficientului mic de transfer. Dacă încălzirea este directă, impuritățile aduse de purtătorul de căldură gazos degradează produsele, iar dacă încălzirea este indirectă, peretele ceramic este un obstacol termic important, care reduce mult coeficientul total de transfer.

Încălzirea cu bile în circulație, cunoscută sub numele de procedeul termofor, se caracterizează prin folosirea unui circuit de bile metalice sau din material refractar (oțel, cuarț, silimanit, șamotă, corund, magnezită,

Scanned with OKEN Scanner

cărbune, alumină ș.a.) cu căldură masică cît mai mare și cu rezistență termică, chimică și mecanică cît mai bune.

Principiul procedeului termofor este arătat în fig. 19.22 ca aplicație la cracarea produselor petroliere. Bilele circulă în circuit închis printr-un generator de căldură (cu care sînt încălzite direct prin arderea unui gaz combustibil cu aer) de unde cad printr-un tub subțire în reactor; aici, căldura lor este utilizată pentru încălzirea unui gaz sau pentru o reacție chimică; bilele, parțial răcite, cad printr-un regulator al debitului bilelor, într-un elevator care le readuce în generatorul de căldură.

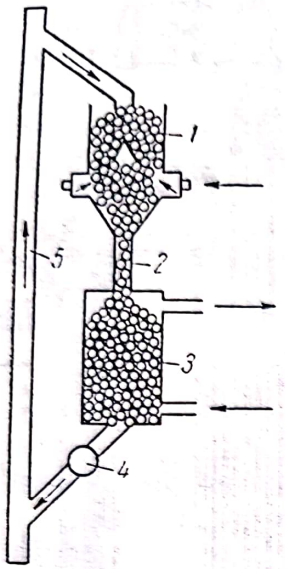


Fig. 19.22. Schema procedeului termofor ca aplicație la cracarea produselor petroliere:

1 — generatorul de căldură; *2* — tub de separare; *3* — regulator; *4* — regulator pentru debitul bilelor; *5* — elevator pentru bile.

Cînd procedeul este folosit pentru cracarea produselor petroliere unde bilele au și rol catalitic, carbonul rezultat din reacție se depune pe bile și formează combustibilul necesar în generatorul de căldură pentru încălzirea bilelor; în acest mod, generatorul servește și pentru îndepărtarea cărbunelui depus de bile și deci pentru regerarea suprafeței catalitice.

Tubul subțire dintre generatorul de căldură și reactor are rolul de a separa gazele din cele două spații. Cînd separarea realizată prin închiderea de către bilele care cad prin tub, nu este suficientă, se introduce, la jumătatea tubului, un gaz inert cu debit mic dar suficient pentru a împiedica trecerea gazelor din generator în reactor sau invers.

Bilele au diametrul pînă la 20 mm (de obicei, între 5 și 12 mm).

Procedeul termofor are următoarele avantaje față de celelalte procedee de încălzire:

— încălzirea directă a spațiului de reacție, fără introducerea unui gaz care ar dilua sau ar impurifica reactanții și produsele;

— îmbunătățirea transmiterii căldurii prin mărirea tuturor factorilor din ecuația $Q=kA\Delta t$.

Coeficientul k este mai mare (de ordinul 17,5 $W/m^2 \cdot K=15$ kcal/ $/m^2 \cdot h \cdot K$) la încălzirea cu bile decît la încălzirea indirectă, deoarece unul din obstacolele termice (trecerea căldurii de la gazul cald la perete) este înlăturat și pentru că grosimea solidului, prin care trece căldura este mult mai mică.

Aria suprafeței de încălzire, egală cu aria bilelor, este mult mai mare decît aria peretelui care delimitează spațiul încălzit. Aria specifică a bilelor (pe unitate de volum) este funcție de diametrul bilelor:

Aria bilelor	2	5	10	15	20	mm
Aria specifică a bilelor	1 800	720	360	240	180	m^2/m^3

Scanned with OKEN Scanner

Diferența de temperatură Δt poate atinge valori mari, deoarece temperatura maximă a bilelor este limitată numai de refractaritatea bilelor și pereților.

19.3.2. Încălzirea cu pulberi

Încălzirea cu ajutorul pulberilor și granulelor, ca purtători de căldură, este una dintre aplicațiile procedeului mai general de contact între fluide și particule solide, numit *fluidizare*. Din cauza numeroaselor și importantelor aplicații industriale ale fluidizării această tehnică de lucru (în strat fluidizat) este tratată separat, în capitolul 31, Fluidizarea, vol. III.

19.4. Încălzirea electrică

Încălzirea electrică se realizează fără purtător de căldură material, cu ajutorul electricității.

Industria folosește mai multe procedee de încălzire electrică:

— încălzirea prin rezistențe electrice;
— încălzirea cu radiații infraroșii;
— încălzirea prin curenți de inducție;
— încălzirea dielectrică;
— încălzirea prin arc electric.

Încălzirea electrică are avantaje importante față de încălzirea cu purtători de căldură materiali: a) posibilitate de reglare, precisă și ușoară, manuală sau automată, a energiei introduse și a temperaturii spațiului încălzit; b) posibilitatea de a dezvolta căldura la locul dorit; c) posibilitatea de a introduce o mare cantitate de energie termică într-un spațiu restrîns; d) posibilitatea încălzirii directe fără impurificarea spațiului încălzit; e) limitarea temperaturii maxime, de izolarea termică și de refractaritatea sistemului încălzit; f) posibilitatea de a încălzi în vid sau la presiuni mari. Cu toate aceste avantaje, prețul ridicat al energiei electrice limitează mult aplicațiile încălzirii electrice în industria chimică.

19.4.1. Încălzirea prin rezistențe electrice

Cînd curentul electric trece printr-o rezistență energia electrică se transformă în căldură. Următoarele ecuații servesc pentru determinarea căldurii produse de o rezistență:

$$\begin{aligned} Q &= W\tau' = UI\tau' = RI^2\tau' \text{ jouli} \\ Q &= 0{,}860\, W\tau = 0{,}860\, UI\tau = 0{,}860\, RI^2\tau \text{ kcal} \\ Q &= 0{,}239\, W\tau' = 0{,}239\, UI\tau' = 0{,}239\, RI^2\tau' \text{ cal} \end{aligned} \qquad (19.2)$$

în care:

W este puterea electrică, în W;
U — tensiunea electrică la bornele rezistenței, în V;

Scanned with OKEN Scanner

I — intensitatea curentului electric care trece prin rezistență, în A;
R — rezistența electrică, în Ohm;
τ — timpul, în h;
τ' — timpul, în s;
0,860 — echivalentul caloric al unui W·h, în kcal/(W·h);
0,239 — echivalentul caloric al unui W·s, în cal/(W·s).

Încălzirea prin rezistență electrică este directă cînd rezistența este chiar materialul care trebuie încălzit, exemple: fabricarea carburii de siliciu, fabricarea electrografitului, topirea sticlei (rezistivitatea electrică a sticlei la 1 200°C scade pînă la 4,50 Ohm·mm²/m) și este indirectă cînd rezistența este formată din elemente încălzitoare care — transmit prin radiație, convecție și conducție termică — căldură materialului care trebuie încălzit.

Elementele încălzitoare pentru încălzirea indirectă prin rezistențe electrice se construiesc într-o mare diversitate de forme și materiale:

— Conductoare metalice în formă de fire sau benzi din aliaje de nichel și crom, rezistențe pînă la temperaturi de 1 500°C și solicitări superficiale pînă la 17 500 W/m² (15 000 kcal/m²·h) la 1 000°C, și din platină pentru temperaturi pînă la 1 600°C.

Rezistivitatea specifică ρ_t la temperatura t se calculează cu formula:

$$\rho_t = \rho_{20}[1 + \alpha(t - 20)] \qquad (19.3)$$

în care ρ_{20} este rezistivitatea specifică la 20°C, și coeficientul de temperatură α au valorile din tabelul 19.4.

Tabelul 19.4

Rezistența specifică a conductoarelor

Conductorul	Rezistența specifică ρ_{20} [μOhm/cm³]	Coeficientul de temperatură $10^3\,\alpha$ [°C⁻¹]	Temperatura maximă de lucru [°C]
Alamă	5,7	1,4—2,0	
Alumel	33,3	1,2	
Aluminiu	2,82	4,21	
Argint	1,62	3,61	
Carbon (filament)	4 050	(—0,54)	
Chromel	70—110	0,11—0,54	
Constantan	47—51	(—0,04)—0,01	
Cupru	1,72	3,93	
Fier	9,78	6,34	
Grafit	1 365	(—0,54)	
Manganin	34—100	(—0,03)—(—0,02)	100
Nichel	7,24	4,91	500
Nichrom	110	0,4—0,03	1 000
Nichrom IV	98—103	0,18	1 150
Platină	10,6	3,69	
Tungsten	5,75	4,54	

Scanned with OKEN Scanner

— Bastoane și tuburi de silită, rezistente pînă la 1 450°C, cu o solicitare superficială de 120 000—230 000 W/m² (100 000—200 000 kcal/m²·h) și cu o durată de serviciu de 1 000—2 000 h.

— Tuburi, creuzete și plăci de grafit pentru temperaturi peste 1 400°C.

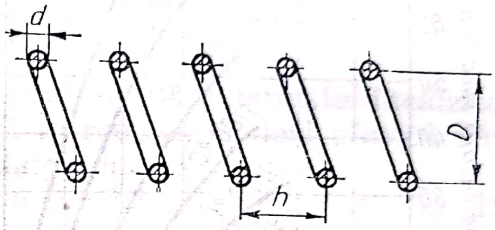
— Granule de cărbune *(kryptol)* pentru temperaturi pînă la 2 300°C.

a) *Calculul sistemelor de încălzire* (după *Kasatkin*). Rezistențele, în formă elicoidală, de sîrmă, din aliaje cu rezistență electrică și termică mari, de exemplu din fier-crom-nichel și fier-crom-aluminiu, se confecționează, în dimensiunile din tabelul 19.5.

Tabelul 19.5

Dimensiuni ale unor rezistențe de încălzire

Aliajul	d[mm]	h/d	D/h
Fe-Cr-Ni	3—7	2	6—8
Fe-Cr-Al	3—7	2	4—6



d — diametrul sîrmei;
h — pasul spirelor;
D — diametrul spirelor.

Dimensiunile rezistențelor electrice, formate din spire de sîrmă rotundă sau benzi, sînt condiționate: 1) de puterea electrică necesară încălzirii, 2) de temperatura maximă admisibilă pe suprafața materialului din care este confecționată rezistența și 3) de solicitarea superficială maximă pe care o poate suporta acest material la temperatura de lucru.

Calculul unei rezistențe electrice se face în următoarea succesiune:

— se fixează temperatura la care materialul trebuie încălzit;

— cu ajutorul unui bilanț termic, se stabilește căldura pe care trebuie să o furnizeze rezistența;

— cu ecuația (19.4) se determină puterea electrică a rezistenței de încălzire;

— se alege forma rezistenței și se fixează diametrul sîrmei (sau dimensiunile panglicei), desimea sau pasul spirelor, astfel încît să acopere suprafața din jurul corpului care trebuie încălzit;

— se determină temperatura sîrmei sau aria suprafeței ei, care să asigure furnizarea căldurii necesare. Pentru aceasta se folosesc diagrame, cum este cea din fig. 19.23, care dă puterea superficială specifică (W/cm²) în funcție de temperatura rezistenței și de temperatura corpului încălzit sau se calculează după metodele arătate la capitolul 18, transferul termic prin convecție și radiație (participarea convecției se poate neglija la temperaturi de peste 600°C). Temperatura rezistenței trebuie să fie inferioară temperaturii maxime admisă pentru materialul din care este făcută rezistența. La determinarea energiei radiate se ține seamă că numai o parte din această energie ajunge la corpul încălzit. Cînd lipsesc mijloace de determinare mai exactă, se consideră pentru schimbul util de căldură numai 50% din puterea sau energia dedusă din diagrama din fig. 19.23 sau din ecuația obișnuită de radiație a două suprafețe paralele;

Scanned with OKEN Scanner

— se determină dimensiunile sîrmei sau ale benzii din care se face rezistența în modul următor:

Puterea electrică a rezistenței din spire de sîrmă este:

$$W = UI = \frac{U^2}{R} = \frac{U^2 S}{\rho_t l} = \frac{\pi}{4} \frac{U^2 d^2}{\rho_t l} \tag{19.4}$$

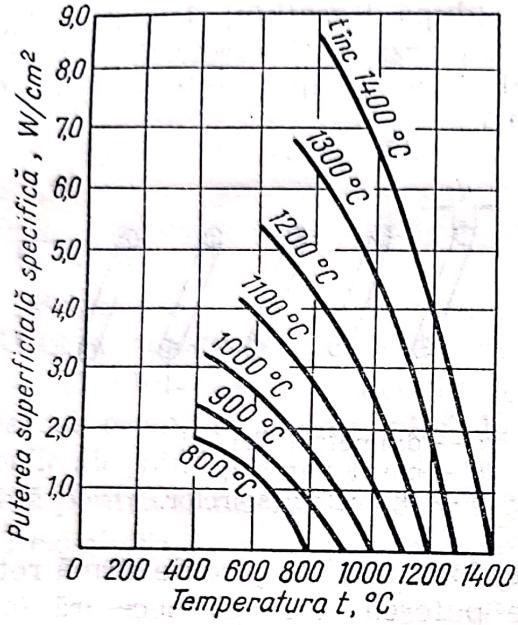


Fig. 19.23. Diagramă pentru calculul puterii superficiale specifice.

Aceeași putere se poate exprima și astfel:

$$W = Aw = 10\pi dlw \tag{19.5}$$

Din ecuația (19.5) se deduce lungimea conductorului

$$l = \frac{W}{10\,\pi dw} \tag{19.6}$$

Înlocuind în ecuația (19.4), se obține diametrul conductorului:

$$d = \sqrt[3]{\frac{4}{10\pi^2} \cdot \frac{W^2 \rho_t}{U^2 w}} \tag{19.7}$$

Pentru conductoare în formă de panglică, ecuațiile de mai sus devin:

$$W = \frac{U^2 ab}{\rho_t l} \tag{19.8}$$

$$W = 10 \cdot 2(a+b) lw \tag{19.9}$$

$$l = \frac{W}{20(a+b)\,w} \tag{19.10}$$

Notațiile din ecuațiile (19.4)—(19.10) au următoarele semnificații:

W este puterea electrică, în W;

U — tensiunea electrică la capetele rezistenței, în V;

I — intensitatea curentului electric, în A;

R — rezistența electrică, în Ohm;

Scanned with OKEN Scanner

S — aria secțiunii conductorului, în mm²;
ρ_t — rezistivitatea electrică, în Ohm·mm²/m;
l — lungimea conductorului, în m;
d — diametrul conductorului, în mm;
A — aria suprafeței conductorului, în cm²;
w — puterea superficială specifică, în W/cm²;
a — lățimea conductorului în formă de panglică, în mm;
b — grosimea conductorului în formă de panglică, în mm;
$m=a/b$.

Din ecuațiile (19.8) și (19.10) rezultă

$$a=\sqrt[3]{\frac{m^2}{20(m+1)}\cdot\frac{W^2\rho_t}{U^2w}} \tag{19.11}$$

Prin schimbarea legăturilor între mai multe elemente încălzitoare identice se poate varia puterea electrică introdusă, și deci efectul termic al aparatului. În fig. 19.24 și 19.25 sînt date două exemple:

Dacă cele două rezistențe (egale) de încălzire r_1 și r_2, din fig. 19.24 sînt legate în serie, rezistența totală este $R_a=r_1+r_2=2r$ iar puterea este:

$$W_a=\frac{U^2}{R_a}=\frac{U^2}{2r} \tag{19.12}$$

Dacă se leagă o singură rezistență

$$W_b=\frac{U^2}{r} \tag{19.13}$$

Dacă cele două rezistențe sînt legate în paralel, rezistența totală este $R_c=r/2$, iar puterea:

$$W_c=\frac{U^2}{R_c}=2\,\frac{U^2}{r} \tag{19.14}$$

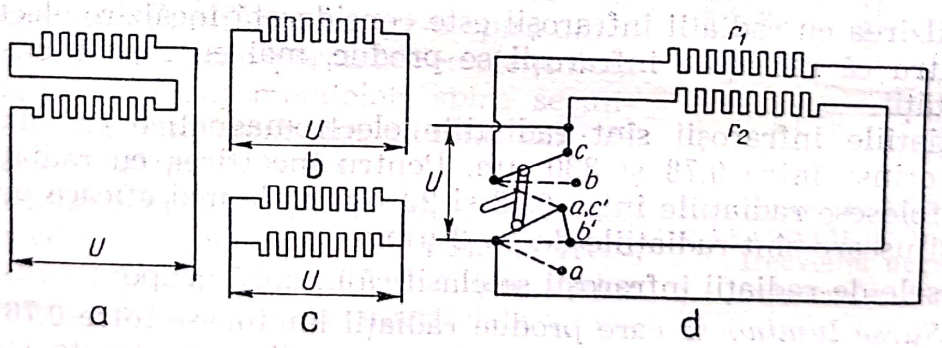


Fig. 19.24. Montaj cu două rezistențe pentru trei trepte de încălzire.

Puterile celor trei variante de legare a două rezistențe sînt în raportul:

$$W_a : W_b : W_c=1 : 2 : 4 \tag{19.15}$$

În fig. 19.24 este arătat montajul care permite această încălzire în trei trepte.

Dacă cele două rezistențe nu sînt egale, se poate realiza un montaj în patru trepte de încălzire.

Scanned with OKEN Scanner

În curent trifazic, încălzirea se poate schimba prin comutarea montajului din stea în triunghi (fig. 19.25).

La montajul în stea

$$W_s = \frac{U_s^2}{R_s} = \frac{U_s^2}{3r} \tag{19.16}$$

La montajul în triunghi, ținînd seamă că $U_t = 3U_s$

$$W_t = \frac{U_t^2}{R_t} = \frac{3\,U_s^2}{3r} = \frac{U_s^2}{r} \tag{19.17}$$

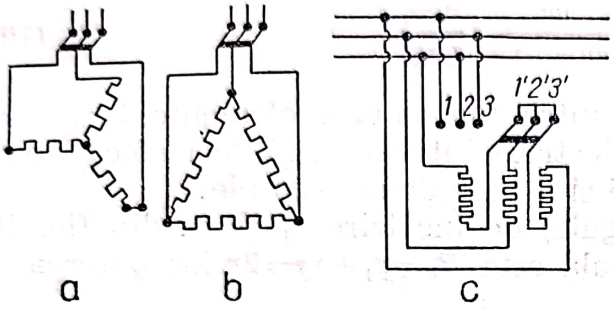


Fig. 19.25. Legarea a trei rezistențe:
a — în stea; *b* — în triunghi; *c* — montaj pentru comutarea rezistențelor din stea în triunghi și invers.

Rezultă că raportul puterilor pentru montajul în stea și în triunghi este:

$$W_s : W_t = 1 : 3 \tag{19.18}$$

La încălzirea cuptoarelor cu curent trifazic se pornește cu montajul în triunghi, pentru a scurta perioada de încălzire și se trece apoi la montajul în stea cînd cuptor a ajuns în perioada de regim.

19.4.2. Încălzirea cu radiații infraroșii

Încălzirea cu radiații infraroșii este considerată încălzire electrică numai pentru că radiațiile infraroșii se produc, mai cu seamă, cu ajutorul electricității.

Radiațiile infraroșii sînt radiațiile electromagnetice cu lungimi de undă cuprinse între 0,78 și 330 μm. Pentru încălzirea cu radiații infraroșii se folosesc radiațiile între 0,78 și 20 μm. Cele mai eficace pentru încălzire și uscare sînt radiațiile de 1—2 μm.

Sursele de radiații infraroșii se clasifică în două grupe:

— *Surse luminoase* care produc radiații luminoase între 0,76 și 3 μm însoțite și de radiații din spectrul luminos adiacent. Aceste surse sînt lămpi cu filament încandescent de volfram încălzit la temperaturi relativ joase (2 400—2 500°C), prevăzute cu reflectoare interioare care dirijează radiațiile într-o singură direcție. Puterea radiată specifică (W/cm²) a unei lămpi producătoare de radiații infraroșii, cu o putere de 250 W, în funcție de distanța dintre lampă și suprafața încălzită, este dată în tabelul 19.6.

— *Surse neluminoase* se construiesc și ca radiatoare încălzite electric cu rezistențe (de exemplu din nichel-crom) sau încălzite cu abur. Aceste radiatoare, prevăzute și ele cu reflectoare, dau puteri radiante specifice de aproximativ 10 ori mai mari decît lămpile; au însă inerție de în-

Scanned with OKEN Scanner

Tabelul 19.6

Variația puterii radiante specifice cu distanța

Distanța dintre sursă și suprafața radiată	10	15	20	30	40	60	cm
Puterea radiantă specifică	0,58	0,45	0,30	0,17	0,11	0,04	W/cm²

călzire mai mare. Ele produc radiații infraroșii cu lungimi de undă cuprinse între 3 și 10 μm.

Încălzirea cu radiații infraroșii are următoarele avantaje: a) încălzirea rapidă a suprafeței corpului radiat; b) randamente mari în folosirea energiei electrice și termice; c) dirijarea încălzirii către porțiunile care interesează din suprafața corpului încălzit; d) scurtarea duratei de uscare.

Încălzirea cu radiații infraroșii se aplică în special la uscarea suprafețelor vopsite, la uscarea pieilor, granulelor etc. *A. Borman* și colaboratorii au reușit să scurteze timpul de fabricare a drajeurilor de polivitamine de la 116 la 16 ore, folosind încălzirea cu radiații infraroșii.

19.4.3. Încălzirea prin curenți de inducție

Încălzirea prin curenți de inducție se bazează pe principiul transformatoarelor electrice de curent alternativ: curentul alternativ din spirele primarului produce un curent de inducție în spirele secundarului; raportul intensităților este invers proporțional cu raportul numărului de spire. În aparatele din industria chimică, secundarul este format dintr-o spiră unică (o porțiune cilindrică din peretele recipientului). La încălzirea (topirea) metalelor, spira secundarului este formată chiar din metalul care se prelucrează (încălzire directă).

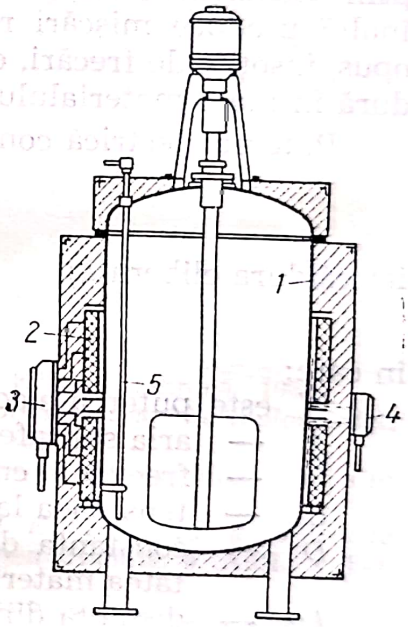


Fig. 19.26. Reactor încălzit prin curenți de inducție cu frecvență normală:
1 — recipient; *2* — bobine primare; *3* — tablou de conectare a circuitelor; *4* — termoelement pentru temperatura peretelui; *5* — termometru pentru temperatura peretelui.

Se lucrează cu cele mai diferite frecvențe: de la frecvențele joase de 50 Hz pînă la frecvențe înalte de peste 10^6 Hz. Frecvențele înalte sînt folosite pentru încălzirea superficială a metalelor.

Pentru industria chimică este importantă încălzirea prin inducție cu curent de frecvență normală a rețelei (50 Hz). Bobinele primare se fixează prin mase izolante și refractare, pe peretele de oțel al recipientului care trebuie încălzit (fig. 19.26). Curentul de inducție se dezvoltă chiar în peretele metalic al recipientului. Se obțin temperaturi pînă la 400°C și solicitări superficiale specifice pînă la 30 W/cm². Transmiterea de căldură este mult îmbunătățită, singurul obstacol termic fiind cel dintre peretele metalic și lichidul din recipient. Un alt avantaj important pentru industria

Scanned with OKEN Scanner

chimică este încălzirea uniformă a materialului din recipient. Peretele recipientului poate fi placat cu materiale rezistente la coroziune. Se menționează exemplul unui recipient placat cu remanit, avînd volumul de 8,5 m³ și diametrul de 1900 mm, încălzit în două zone cu un curent a cărui putere era de 143 kW; diferența de temperatură între peretele și centrul recipientului era de numai 7°C. Au fost construite — cu încălzire prin inducție — reactoare catalitice, preîncălzitoare, autoclave fixe și rotative (acestea din urmă cu bobinele primare fixe).

19.4.4. Încălzirea dielectrică

Încălzirea dielectrică se aplică numai la materiale dielectrice (rele conductoare de electricitate). Dacă astfel de materiale sînt introduse între plăcile unui condensator (capacitor) legat la un generator de curent cu frecvență foarte înaltă — între 1 și 200 MHz — materialele se încălzesc uniform în toată masă lor. Încălzirea dielectrică a materialelor se explică prin tendința de orientare a moleculelor într-un cîmp electric; frecvența înaltă produce mișcări repezi de orientare într-un sens și apoi în sens opus, însoțite de frecări, cu consum de energie electrică și eliberare de căldură în masa materialului.

Puterea electrică consumată este dată de ecuația:

$$W = 1{,}29 \cdot 10^{-10} \frac{A f U^2 \eta D}{l} \qquad (19.19)$$

iar căldura eliberată:

$$Q = W\tau \qquad (19.20)$$

în care:

- W este puterea electrică, în W;
- A — aria suprafeței condensatorului, în m²;
- f — frecvența curentului, în Hz;
- U — tensiunea la plăcile condensatorului;
- D — constanta dielectrică a materialului încălzit; pentru majoritatea materialelor D este cuprins între 2 și 6;
- l — distanța dintre plăcile condensatorului, în m;
- η — coeficientul de pierderi, cu valori între 0,02 și 0,06;
- Q — căldura eliberată, în J;
- τ — timpul, în s.

Avantajele încălzirii dielectrice sînt: a) rapiditatea încălzirii uniforme în toată masa materialului încălzit (în toate celelalte moduri de încălzire căldura se transmite de la exterior spre interior), c) încălzirea selectivă a diferențelor componente ale unui sistem eterogen, prin alegerea unei frecvențe convenabile a curentului electric (de exemplu evaporarea unui solvent fără a mări sensibil temperatura solidului).

Aplicații: uscarea lemnului, lipirea furnirului de lemn, încălzirea materialelor plastice în timpul presării, sudarea materialelor plastice, sudarea sticlei, vulcanizarea cauciucului, sterilizarea și dezinsectizarea produselor alimentare, coaserea electrică a materialelor termoplastice, diatermia.

Scanned with OKEN Scanner

Se dă exemplul unei unități de 45 kW cu o frecvență a curentului eletcric de 200 000 Hz între electrozii de aluminiu de 445×135 mm și o alta cu electrozi de 405×450 mm, în care pîinea se coace în două, respectiv șapte minute.

Se construiesc instalații cu puteri pînă la 300 kW.

Încălzirea dielectrică se folosește pentru temperaturi pînă la 150°C.

19.4.5. Încălzirea prin arc electric

Arcul electric permite o mare concentrare de energie într-un spațiu restrîns. Se ating temperaturi pînă la 3 000°C; cu mari încărcări anodice (40 A/cm²) și în condiții speciale, s-a ajuns pînă aproape de 11 000°C.

Arcul electric poate fi „suflat" cu ajutorul unui curent de gaz sau deviat de un cîmp magnetic, obținîndu-se arcuri mobile de diferite forme (de exemplu, discuri cu diametrul de peste un metru), aplicate la reacții în faza gazoasă (oxid de azot, acetilenă), în special cînd este nevoie de o încălzire foarte rapidă și de foarte scurtă durată a gazelor la temperaturi înalte.

BIBLIOGRAFIE

1. BERMAN, A. ș.a. Revista de chimie, 6, 1955, p. 92.
2. ESAYAN, L. și ESAYAN, M. *Fluidizarea.* București, Editura tehnică, 1959.
3. KAGAN, S. Z. i CECETKIN, A. B. *Organiceskie vîsokotemperaturnîie teplonositeli i ih primenenie v promîșlenosti.* Moskva, Goshimizdat, 1951.
4. KASATKIN, A. G. *Procese și aparate principale în tehnologia chimică* (trad. din l. rusă), Ed. II, București, Editura tehnică, 1963.
5. KRAUSSHOLD, H. und DANGL, F. *Beheizung und Kühlung durch stoffliche Wärmeträger.* În: Ullmanns Enzyklopädie der technichen Chemie, 8. Aufl., 1. Bd. München-Berlin, Urban und Schwarzenberg, 1951.
6. RUBIN, F. L. a al. *Heat-transfer Equipement.* În: J. PERRY Chemical Engineers' Handbook, Fourth Edition. New York, McGraw Hill, 1963.
7. VAZACA, C. *Încălzirea prin inducție în joasă și înaltă frecvență.* București, Editura Academiei R.P.R., 1956.

Scanned with OKEN Scanner

CAPITOLUL 20

Schimbătoare de căldură

Aparatele termice folosite în industria chimică servesc la realizarea unor operații însoțite de trecerea căldurii de la un loc la altul, de la o materie la alta: ele sînt *schimbătoare de căldură.*

După scopul urmărit, schimbătoarele de căldură au diferite numiri (tabelul 20.1).

Majoritatea schimbătoarelor de căldură sînt aparate în care sînt delimitate două spații pentru circulația celor două substanțe participante la schimbul de căldură. Peretele care desparte cele două spații este suprafața de transmitere a căldurii sau suprafața de încălzire (ori de răcire). Uneori suprafața despărțitoare nu există, schimbul de căldură între substanțe făcîndu-se prin contact direct. Dacă, în aceste din urmă cazuri, ambele substanțe sînt fluide și formează faze distincte, schimbul de căldură este însoțit și de schimb de materie. Dacă una dintre substanțe este solidă, schimbul de căldură se face — cu excepția sublimării și desublimării — fără schimb de materie.

În acest capitol sînt tratate numai schimbătoarele de căldură propriu-zise, adică preîncălzitoarele și răcitoarele, în formele lor principale. Celelalte aparate sînt descrise și cercetate la capitolele următoare, corespunzătoare operațiilor pe care le fectuează pe lîngă schimbul de căldură.

Un schimbător de căldură trebuie să realizeze un schimb cît mai intens de căldură cu o cît mai mică pierdere de presiune a fluidului care circulă prin aparat. O pierdere mare de presiune nu este un inconvenient cînd fluidul se găsește la presiune ridicată, impusă de alte condiții tehnologice. De obicei însă presiunea lichidelor corespunde înălțimii limitate a rezervorului sau presiunii de pompare și se cere să se găsească compromisul cel mai rațional din punct de vedere economic între un bun schimb de căldură (de exemplu țevi lungi și subțiri) și un cît mai mic consum de energie la pompă.

Schimbătoarele de căldură propriu-zise se clasifică în două grupe:

— *recuperatoare,* în care schimbul de căldură se face de la fluidul cald la fluidul rece, printr-un perete despărțitor, în regim staționar (permanent) și

— *regeneratoare,* în care schimbul de căldură se face prin intermediul unui solid care înmagazinează căldură de la fluidul cald și o cedează apoi fluidului rece, în regim nestaționar, periodic.

Scanned with OKEN Scanner

Tabelul 20.1

Schimbătoare de căldură

Denumirea aparatului		Scheme de principiu		Scopul
Schimbător de căldură propriu-zis sau recuperator		Fluid cald de răcit	Fluid rece de încălzit	Încălzirea fluidului rece Răcirea fluidului cald
Preîncălzitor		Fluid cald care se răcește	Fluid rece de încălzit	Încălzirea fluidului rece
Răcitor		Fluid cald de răcit	Fluid rece care se încălzește	Răcirea fluidului cald
Radiator (calorifer)		Abur sau apa caldă care se răcește	Aer de încălzit	Încălzirea aerului
Cazan de abur		Gaze de ardere calde care se răcesc	Lichid (apă) în fierbere de transformat în vapori	Obținerea vaporilor (aburului)
Vaporizatorul instalațiilor frigorifice		Fluid de răcit	Lichid care se vaporizează	Răcirea fluidului
Uscător		Aer care se răcește și se umezește	Lichid (apă) de vaporizat	Uscarea materialelor
Turn de răcire		Apă caldă de răcit	Apă care se umezește	Răcirea apei calde
Condensator	de suprafață	Abur care se condensează	Apă rece care se încălzește	Condensarea vaporilor
	de amestec	Abur care se condensează	Apă rece care se încălzește	Condensarea vaporilor
Evaporator		Abur care se condensează	Lichid (soluție) de vaporizat (concentrat)	Concentrarea lichidului (soluției)
Coloana de rectificare		Vapori grei de condensat	Lichid volatil de vaporizat	Separarea unui amestec lichid prin diferență de volatilitate

Scanned with OKEN Scanner

20.1. Recuperatoare de căldură

20.1.1. Schimbătoare de căldură cu serpentine

Din marele număr de schimbătoare de căldură existente, vor fi arătate mai jos numai tipurile reprezentative sau mai utilizate.

Pentru debite mici de fluid, sînt indicate schimbătoarele de căldură cu una sau mai multe serpentine. Aceste aparate sînt formate dintr-un

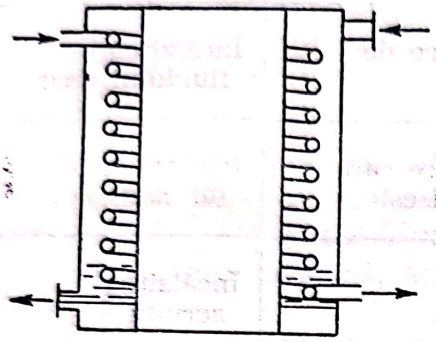


Fig. 20.1. Schimbător de căldură cu serpentină între doi cilindri coaxiali.

recipient închis sau deschis, prin care trece lichidul rece (de obicei apă sau saramură) și din serpentinele prin care circulă fluidul cald. Aceste schimbătoare de căldură nu pot fi folosite pentru lichidele care formează cruste sau depuneri greu de curățat, în interiorul serpentinei. Transferul termic este îmbunătățit în aparatul schițat în fig. 20.1.

20.1.2. Schimbătoare de căldură cu țevi coaxiale

Tot pentru debite mici de fluide sînt folosite schimbătoarele cu țevi coaxiale (fig. 20.2). Ele se construiesc prin legarea, în serie sau în paralel, a unor elemente compuse din două țevi coaxiale, prin coturi și punți, file-

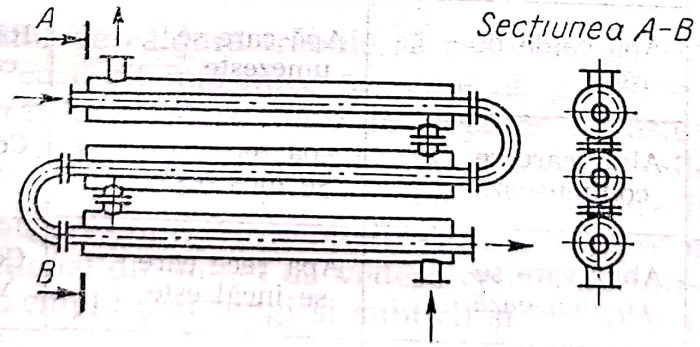


Fig. 20.2. Schimbător de căldură cu țevi coaxiale.

tate sau sudate. Aparatul se poate construi cu mijloacele unui mic atelier și poate fi adaptat cu ușurință la nevoile procesului tehnologic pentru care sînt destinate, schimbînd lungimea țevilor sau numărul elementelor. Un alt avantaj al acestor aparate, alcătuite din țevi cu diametre relativ mici, este buna lor rezistență la presiune.

Scanned with OKEN Scanner

20.1.3. Schimbătoare de căldură tubulare

Cele mai reprezentative și, totodată, cele mai folosite schimbătoare de căldură sînt cele tubulare. Și ele sînt de mai multe tipuri:

20.1.3.1. **Schimbătoare de căldură tubulare simple.** În forma cea mai simplă, schimbătoarele tubulare (fig. 20.3) sînt construite dintr-un fascicul de țevi fixate — la capete — în găurile a două *plăci tubulare;* la extremitățile fasciculului tubular sînt două camere (de distribuție și de colectare) acoperite cu capace. Fasciculul de țevi este închis într-o manta. Patru racorduri, dintre două la capetele mantalei și cîte unul la fiecare capac, pentru intrarea și ieșirea celor două fluide. Prin această construc-

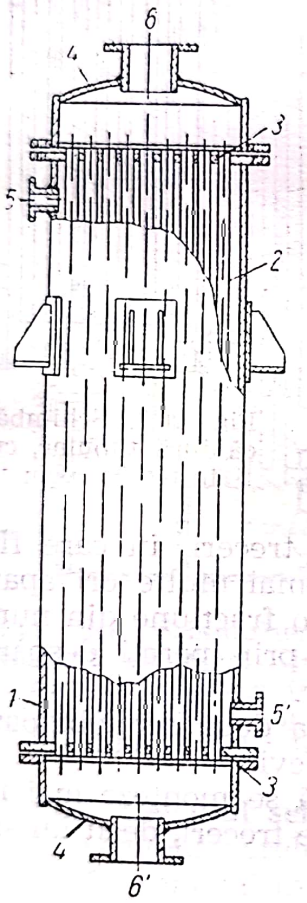


Fig. 20.3. Schimbător de căldură tubular:
1 — manta; *2* — țevile fasciculului; *3* — plăci tubulare; *4* — capace; *5, 5'* — racorduri în legătură cu spațiul dintre țevi; *6, 6'* — racorduri în legătură cu spațiul din interiorul țevilor.

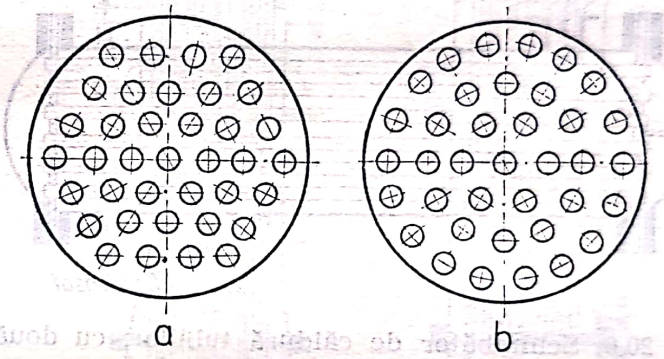


Fig. 20.4. Dispunerea țevilor în schimbătorul de căldură tubular:
a — în hexagoane concentrice; *b* — în cercuri concentrice.

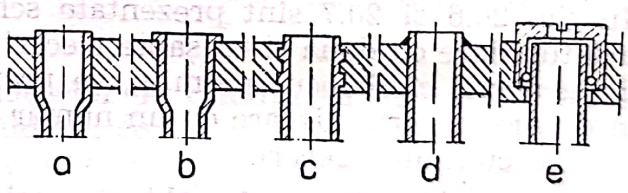


Fig. 20.5. Fixarea țevilor în plăcile tubulare:
a — fixare simplă prin mandrinare; *b* — mandrinare cu resfrîngerea marginii țevilor; *c* — mandrinare și nituri interioare; *d* — fixare prin sudură; *e* — fixare demontabilă, cu presetupă.

ție se separă, în interiorul aparatului, cele două spații ale unui schimbător de căldură: 1) spațiul dintre țevi și manta și 2) spațiul din interiorul țevilor (împreună cu camera de distribuție și cea de colectare dintre capace și plăcile tubulare). Cînd schimbătorul este încălzit cu abur, un racord pentru conducta de aerisire este necesar.

Scanned with OKEN Scanner

În fig. 20.4 este arătată dispunerea țevilor în secțiunea transversală a schimbătorului iar în fig. 20.5 cîteva moduri de fixare a țevilor în plăcile tubulare.

Deși schimbătoarele tubulare simple sînt indicate pentru majoritatea aplicațiilor industriale, se construiesc, totuși, numeroase variante îmbunătățite.

20.1.3.2. **Schimbătoare de căldură cu mai multe treceri prin țevi.** Deoarece coeficientul de transfer crește cu creșterea vitezei fluidului, se con-

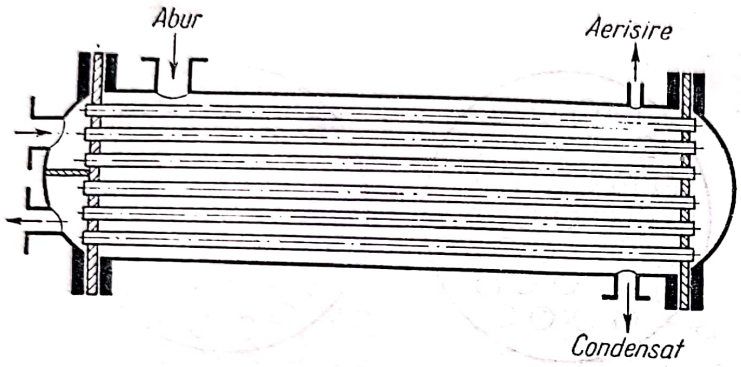


Fig. 20.6. Schimbător de căldură tubular, cu două treceri prin țevi.

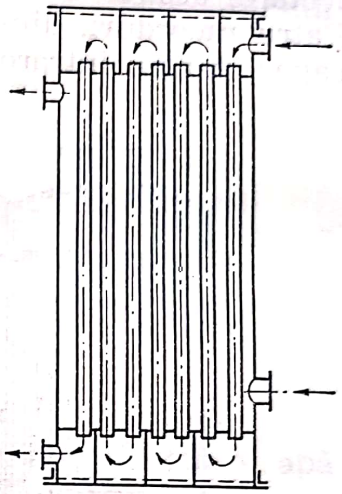


Fig. 20.7. Schimbător de căldură tubular, cu șapte treceri prin țevi.

struiesc schimbătoare de căldură cu mai multe treceri, în care fluidul care circulă prin interiorul țevilor parcurge de mai multe ori aparatul, trecînd într-un sens și în sens contrar prin cîte o fracțiune din numărul țevilor fasciculului. Dirijarea lichidului se face prin pereți despărțitori etanși, prevăzuți în camerele de la capetele țevilor.

În fig. 20.6 și 20.7 sînt prezentate schițele a două schimbătoare de căldură tubulare cu două și cu șapte treceri prin țevi.

În general, cînd locul permite, se preferă să se monteze mai multe schimbătoare în serie, fiecare cu un număr mic de treceri, decît un singur schimbător cu multe treceri.

20.1.3.3. **Schimbătoare de căldură cu șicane.** Fluidul care circulă printre țevile fasciculului are — de obicei — viteză mică din cauza secțiunii transversale de curgere mai mari în comparație cu secțiunea totală a țevilor. Pentru mărirea vitezei fluidului care curge printre țevi, și deci mărirea coeficientului de transfer, se montează șicane longitudinale (paralele cu țevile), transversale (perpendiculare cu țevi) sau elicoidale, în spațiul dintre țevi. Șicanele transversale și elicoidale mai au avantajul că dirijează curentul de fluid în direcție perpendiculară pe fasciculul de țevi (transfer termic în curent încrucișat) îmbunătățind, și în acest fel, coeficientul de transfer (fig. 20.8).

20.1.3.4. **Alte tipuri de schimbătoare de căldură tubulare.** Complicarea construcției schimbătoarelor de căldură tubulare rezultă din necesitatea curățirii de crustă și depuneri a suprafeței de încălzire și din nece-

Scanned with OKEN Scanner

sitatea evitării eforturilor mecanice provenite din dilatarea termică a țevilor și mantalei.

Ambele deziderate sînt satisfăcute în mare măsură la schimbătoarele cu cap flotant, schițate în fig. 20.9, la care una dintre plăcile tubulare este fixată, iar cealaltă se poate deplasa în direcția de dilatare a țevilor.

Pentru înlăturarea eforturilor produse de dilatarea neegală a țevilor și a mantalei se aplică și mijloacele constructive arătate în fig. 20.10.

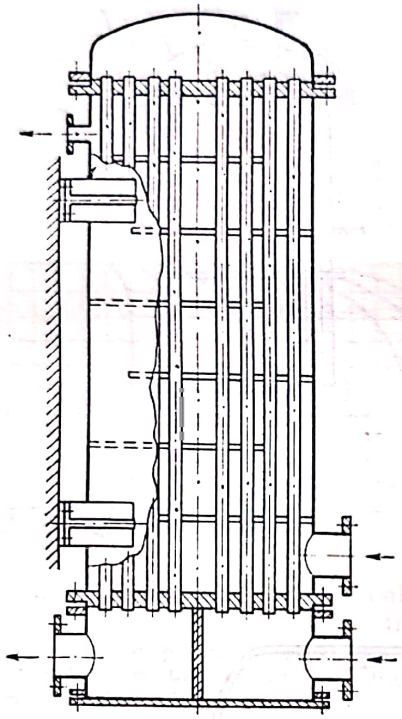


Fig. 20.8. Schimbător de căldură cu două treceri pentru lichidul din țevi și cu șicane transversale pentru lichidul dintre țevi.

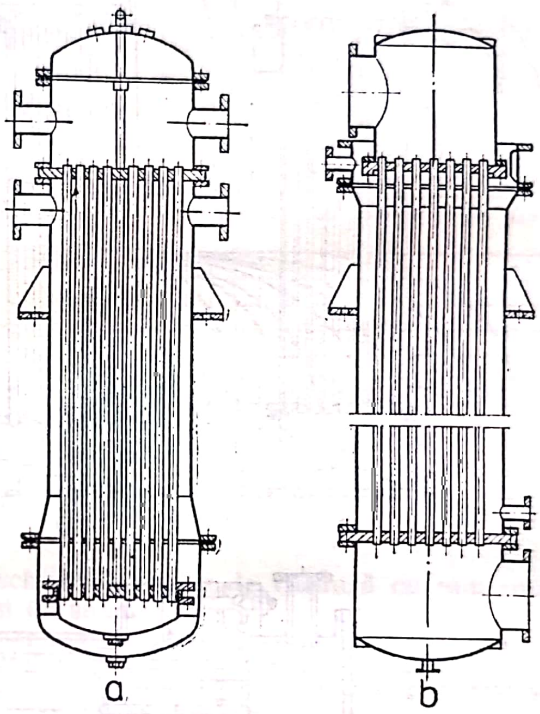


Fig. 20.9. Schimbătoare de căldură cu cap flotant:
a — tip închis, capătul inferior flotant; *b* — tip deschis capătul superior flotant.

20.1.3.5. **Calculul schimbătoarelor de căldură cu mai multe treceri și șicane.** La schimbătoarele de căldură, cu mai multe treceri, transferul termic nu se face numai în curent paralel (echicurent) sau numai în contracurent ci într-un mod combinat (mixt). Cînd în spațiul dintre țevi există șicane transversale, transmiterea de căldură se face în curent încrucișat.

În aceste condiții transmiterea căldurii este prea complexă pentru un raționament analitic riguros. Calculul schimbătoarelor de căldură de acest fel se face cu ajutorul diagramelor, cum sînt cele din fig. 20.11, specifice fiecărui tip de schimbător.[1]

Se folosește următoarea metodă de calcul:

Se determină factorii P și R:

$$P=\frac{t_2''-t_2'}{t_1'-t_2'}\;;\quad R=\frac{t_1'-t_1''}{t_2''-t_2'}. \tag{20.1}$$

[1] Alte diagrame se găsesc în lucrările indicate în bibliografie: [1, 4, 7].

Scanned with OKEN Scanner

unde:

t_1' este temperatura la intrarea fluidului cald;
t_1'' — temperatura la ieșirea fluidului cald;
t_2' — temperatura la intrarea fluidului rece;
t_2'' — temperatura la ieșirea fluidului rece.

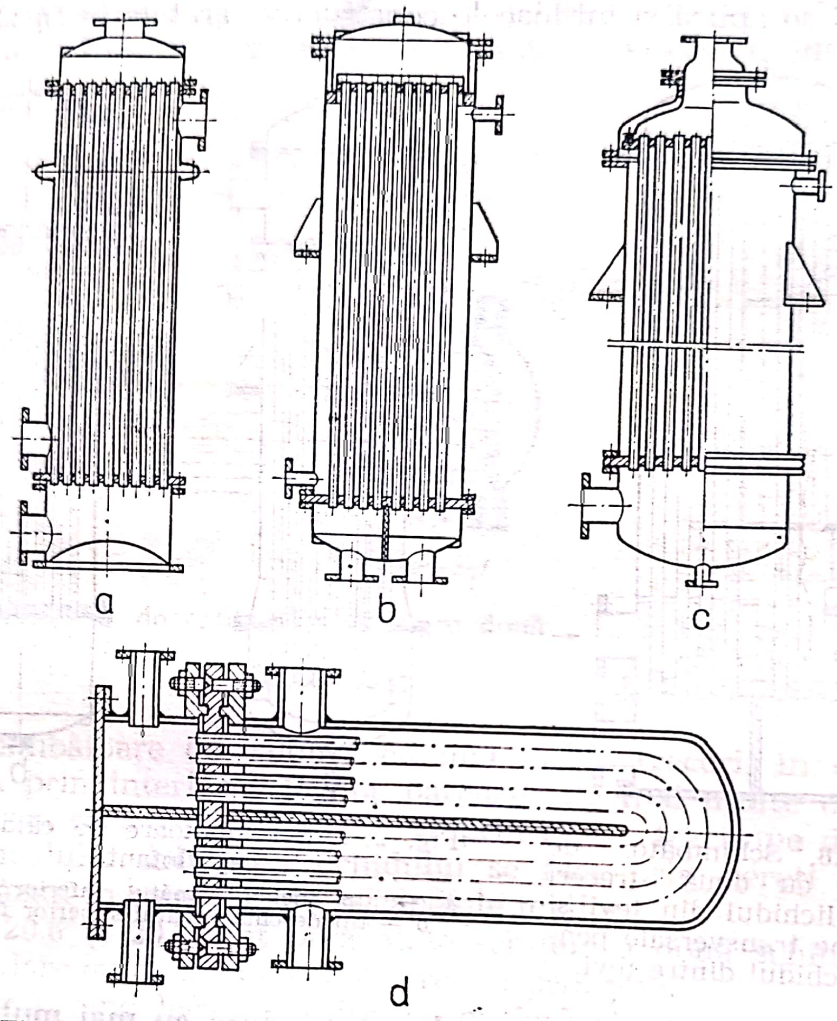


Fig. 20.10. Construcții de schimbătoare de căldură tubulare adaptate pentru reducerea sau înlăturarea solicitărilor rezultate din dilatări neegale ale țevilor și mantalei: *a* — cu lentilă; *b* — cu presetupă în capac; *c* — cu presetupă în manta; *d* — cu țevi în forma de *U*.

Cu ajutorul factorilor P și R și al diagramei specifice tipului de schimbător (v. fig. 20.11) se determină factorul F.

Media logaritmică a diferențelor de temperatură, corectată pentru curentul mixt sau încrucișat, este

$$t_m = F\Delta t_m \tag{20.2}$$

în care:

$$\Delta t_m = \frac{(t_1' - t_2'') - (t_1'' - t_2')}{\ln \dfrac{t_1' - t_2''}{t_1'' - t_2'}} \tag{20.3}$$

De obicei se cunosc cele două temperaturi ale fluidelor la intrarea în schimbătorul de căldură.

Problema se rezolvă prin încercări succesive, alegînd o a treia temperatură și verificînd dacă ecuațiile (20.4) sînt satisfăcute:

$$Q=c_1G_1(t_1'-t_1'')=c_2G_2(t_2''-t_2')=kA\Delta t_m \qquad (20.4)$$

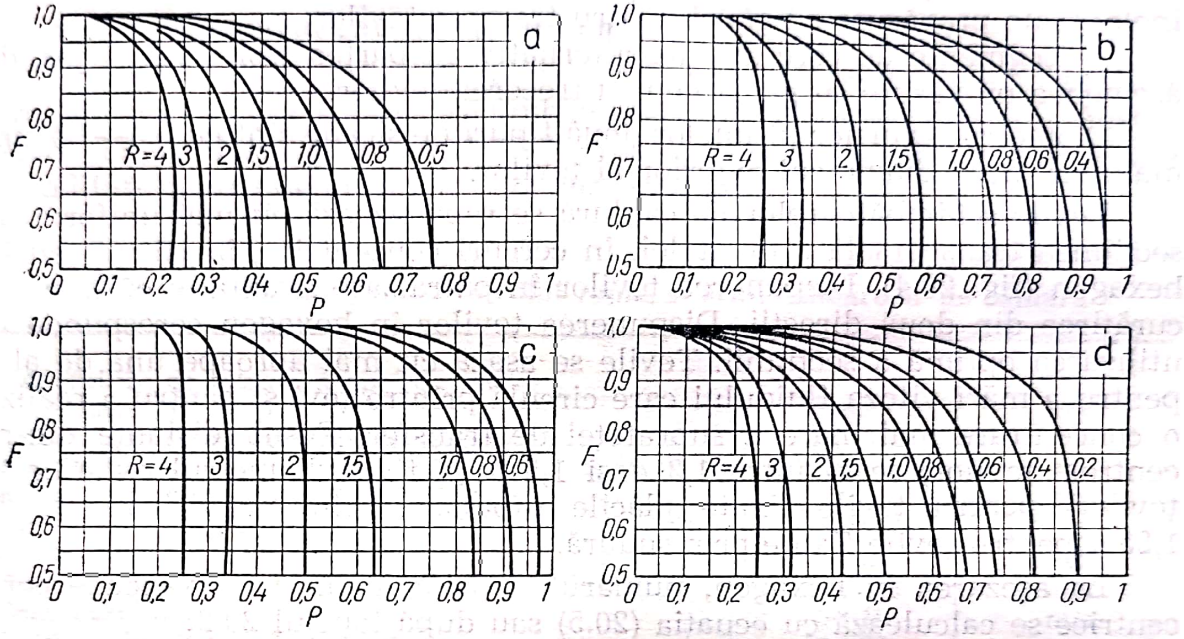


Fig. 20.11. Diagrame pentru calculul schimbătoarelor de căldură cu mai multe treceri și cu șicane:

a — o trecere printre țevi și două sau mai multe treceri prin țevi; *b* — două treceri printre țevi și patru sau mai multe treceri prin țevi; *c* — patru treceri printre țevi și opt sau mai multe treceri prin țevi; *d* — curent încrucișat: o trecere prin țevi și o trecere perpendiculară pe țevi.

20.1.3.6. **Indicații pentru proiectarea schimbătoarelor de căldură tubulare.** Pentru schimb de căldură fără condensare, poziția verticală sau orizontală a schimbătoarelor de căldură este determinată de locul disponibil și de considerații tehnologice asupra întregii instalații. Cînd schimbul de căldură se face cu condensare de vapori, coeficientul de transfer este mai mare în țevi orizontale (v. pag. 92); cînd condensarea este urmată de răcirea condensatului, așezarea verticală este preferabilă.

Lichidul care formează cruste sau depuneri va curge prin țevi, pentru ca să se poată curăța mai ușor. Dacă unul dintre cele două lichide este la presiune înaltă, el va trece prin țevi, pentru a evita îngroșarea mantalei. Fluidul corosiv va curge prin țevi, pentru a feri mantaua de coroziune. Ca regulă generală, prin țevi va circula fluidul mai cald, cu debit mai mic, cu viscozitatea mai mică, cu presiune mai mare, cel care formează cruste, depuneri, cocs, cristale etc., lichidul corosiv, iar printre țevi va circula fluidul cu viscozitate mai mare, gazele, vaporii.

Pentru schimbătoarele de căldură industriale, grosimea plăcilor tubulare trebuie să fie cel puțin cît diametrul exterior al țevilor și, în orice caz, peste 22 mm. Grosimea mantalei se ia cu 3 mm mai mare decît cea care rezultă din calculul obișnuit de rezistență, pentru a ține seamă de coroziune. Grosimea șicanelor din spațiul dintre țevi se ia de 4,5—6,0 mm, dar de cel puțin două ori mai mare decît grosimea peretelui țevilor.

Scanned with OKEN Scanner

Șicanele transversale se construiesc în trei variante:

— discuri (cu diametrul egal cu diametrul interior al mantalei) prevăzute cu găuri prin care trec atît țevile cît și fluidul (găurile au diametrul mai mare decît țevile, pentru a permite trecerea fluidului); aceste șicane sînt contraindicate pentru fluide corosive și erosive;

— discuri (cu diametrul mult mai mic decît al mantalei) alternînd cu inele; toate prevăzute cu găuri pentru trecerea țevilor;

— segmente de cerc așezate alternativ cu partea teșită sus și jos, de asemenea prevăzute cu găuri pentru trecerea țevilor.

Diametrul găurilor ultimelor două tipuri de șicane sînt cu 0,5—1,0 mm mai mari decît diametrul exterior al țevilor.

Țevile schimbătoarelor de căldură se repartizează cît mai uniform pe secțiunea transversală a mantalei, în cercuri concentrice, în pătrat sau în hexagon (fig. 20.4). Dispunerea țevilor în pătrat are avantajul că permite curățirea din două direcții. Dispunerea țevilor în hexagon corespunde la utilizarea optimă a secțiunii. Țevile se așază cît mai aproape una de alta pentru a mări viteza fluidului care circulă printre țevi și pentru a realiza o concentrare mai mare a suprafeței de transfer. Pasul (distanța dintre centrele țevilor) se ia între 1,3 d și 1,5 d (d fiind diametrul exterior al țevilor) pentru țevile fixate plăcile tubulare prin mandrinare și de 1,25 d pentru țevile fixate prin sudură.

La așezarea în hexagon, numărul n de țevi din m hexagoane concentrice se calculează cu ecuația (20.5) sau după tabelul 20.2:

$$n=3\,m(m+1)+1 \qquad (20.5)$$

Tabelul 20.2

Numărul de țevi al schimbătoarelor de căldură tubulare

Numărul hexagoanelor concentrice m	Numărul de țevi în ultimul hexagon	Numărul total de țevi n
0	1	1
1	1×6= 6	7
2	2×6=12	19
3	3×6=18	37
4	4×6=24	61
5	5×6=30	91
6	6×6=36	127
7	7×6=42	169
8	8×6=48	217
9	9×6=54	271
10	10×6=60	331
.	.	.
.	.	.
.	.	.

Începînd cu al cincilea hexagon concentric se mai adaugă țevi și în locurile disponibile dintre manta și laturile ultimului hexagon.

Scanned with OKEN Scanner

Diametrul interior al mantalei se calculează cu formula:

$$D=2mt+4d \qquad (20.6)$$

în care:

D este diametrul interior al mantalei;
m — numărul hexagoanelor concentrice;
t — pasul=distanța dintre centrul a două țevi vecine;
d — diametrul exterior al țevilor.

În tabelul 20.3, sînt date valorile recomandate pentru cîteva mărimi care intervin în proiectarea schimbătoarelor de căldură tubulare. Aceste valori vor fi folosite pentru calculul de orientatoare sau cînd nu există alte posibilități pentru determinarea lor mai exactă.

Tabelul 20.3

Valori recomandate pentru calculul rapid al schimbătoarelor de căldură

Temperatura de intrare a apei de răcire (observația 1)		25	°C
Temperatura de ieșire a apei de răcire (observația 2)		50	°C
Temperatura de răcire a fluidului răcit		35	°C
Temperatura de intrare a saramurii		—12	°C
Temperatura de ieșire a saramurii		— 6	°C
Viteza apei de răcire în țevile schimbătorului		0,5	m/s
Viteza gazului		5—10	m/s
Diametrul țevilor (apă în țevi)		25—30	mm
Diametrul țevilor (gaze în țevi)		50	mm
Grosimea stratului mucilaginos depus pe țevi de apa de răcire		0,5	mm
Grosimea stratului mucilaginos depus pe țevi de saramură		0,75	mm
Conductibilitatea termică a stratului mucilaginos depus de apă (observația 3)	λ	0,35	W/(m·K)
	λ	0,3	kcal/(m·h·K)
Conductibilitatea termică a stratului mucilaginos depus de saramură	λ	0,47	W/m·K
	λ	0,4	kcal/(m·h·K)
Coeficienți de transfer termic		$\left[\frac{W}{m^2 \cdot K}\right]$	$\left[\frac{kcal}{m^2 \cdot h \cdot K}\right]$
— coeficient total, în schimbătoarele de căldură apă-lichid	k	350	300
— coeficient total, în schimbătoarele de căldură saramură-lichid	k	290	250
— coeficient parțial de la apa de răcire (în țevi) la peretele țevii	α	2 800	2 400
— coeficient parțial de la apa de răcire (între țevi) la peretele țevii	α	760	650
— coeficient parțial de la gaz (între țevi) la peretele țevii	α	23—47	20—40
— coeficient parțial de la abur (care condensează) la peretele țevii	α	6 400	5 500
— coeficient parțial, de la apă (în fierbere) la peretele țevii	α	2 300	2 000

Observații: 1) Temperatura de 25°C, de intrare a apei de răcire este temperatura maximă de vară, cînd se lucrează cu recircularea apei de răcire prin turnuri

Scanned with OKEN Scanner

de răcire. Apa din puțuri (de adîncime) are temperatura (între 10 și 15°C) constantă în tot timpul anului.

2) Duritatea temporară a apei se depune, sub forma de crustă, la temperatura de aproximativ 70°C; totuși, se recomandă ca apa de răcire să nu iasă la temperaturi de peste 50°C, pentru a avea siguranța că nici în vecinătatea peretelui cald temperatura apei nu atinge 70°C, cînd ar începe să depună, pe pereții țevii, crustă rezultată din precipitarea durității temporare.

3) Formarea stratului mucilaginos se explică prin dezvoltarea microorganismelor; se evită prin sterilizarea apei de răcire (de exemplu prin tratare cu clor, ca pentru apele potabile). La proiectarea schimbătoarelor de căldură, trebuie să se țină seamă de formare ulterioară a acestor straturi (crustă, strat mucilaginos) care micșorează eficacitatea schimbătoarelor: un schimbător de căldură nou, sau recent curățat, transmite mai multă căldură decît după un timp mai îndelungat de serviciu.

20.1.3.7. **Schimbătoare de căldură din grafit.** În ultimul timp s-au construit aparate chimice din grafit impregnat cu rășini sintetice rezistente la coroziune: țevi, robinete, pompe centrifuge, răcitoare în cascadă, turnuri de spălare și de absorbție, aparate de distilare, schimbătoare de căldură. Ele se obțin prin impregnare repetată a grafitului (succesiune de vid și presiune) urmată de spălare, uscare și încălzire la 130°C [2, 8].

Grafitul impregnat cu rășină bachelitică are proprietăți mecanice, termice și chimice foarte valoroase:

— masa specifică	2,03—2,07 kg/m³
— rezistența la întindere	120—178 kgf/cm²
— rezistența la comprimare	700—900 kgf/cm²
— conductivitatea termică, la 100°C	90 kcal/(m·h·K)
— permeabilitatea	absentă
— rezistența chimică la acizi, clor, și solvenți organici	bună

De exemplu, un schimbător de căldură pentru încălzirea și răcirea acizilor cu o capacitate de 60 000 kcal/h (aprox. 70 000 W) este format din 44 tuburi din grafit impregnat, cu diametrul de 22,2/44,4 mm și lungimea de 1 830 mm.

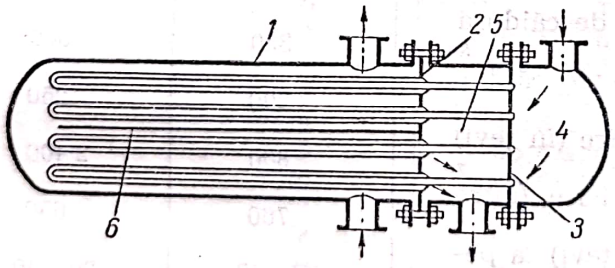


Fig. 20.12. Schimbător de căldură cu teci:
1 — manta; *2* — placă tubulară pentru fixarea tecilor; *3* — placă tubulară pentru fixarea țevilor subțiri interioare; *4* — cameră de repartizare a fluidului care circulă prin teci; *5* — cameră de colectare a lichidului care circulă printre teci; *6* — șicană longitudinală pentru fluidul care circulă printre țevi.

20.1.3.8. **Schimbătoare de căldură tubulare, cu teci.** În fig. 20.12 este schițat un schimbător de căldură cu țevi, în care țevile obișnuite sînt înlocuite cu teci închise la unul din capete; prin capătul deschis al tecilor intră, pînă la fundul lor, țevi subțiri prin care se introduce, sau se evacuează, unul dintre fluide.

Scanned with OKEN Scanner

20.1.4. Schimbătoare de căldură spirale

Aceste aparate (fig. 20.13) sînt formate din două table curbate în spirală și fixate prin sudură între doi pereți laterali plani, astfel încît să se separe două spații spirale prin care circulă, în curent paralel sau în contracurent, cele două fluide între care se face transferul termic. Pentru fiecare din aceste spații există un racord central și unul periferic, pentru intrarea și ieșirea fluidului.

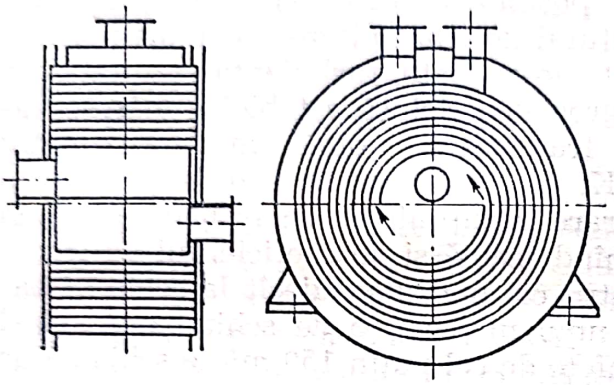


Fig. 20.13. Schimbător de căldură spiral.

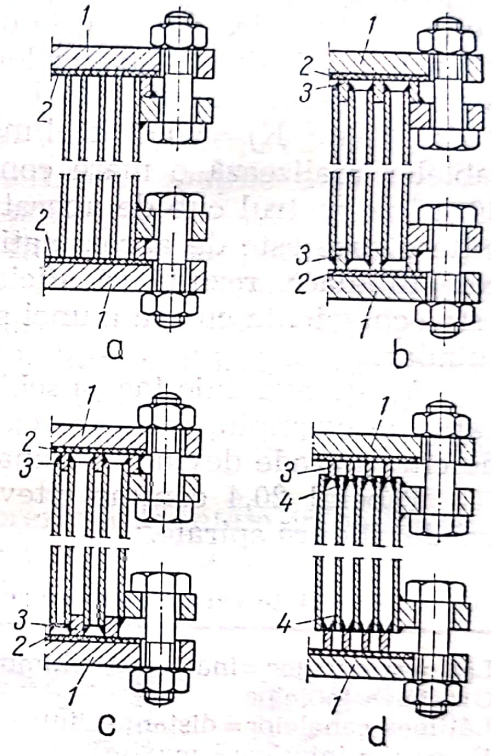


Fig. 20.14. Etanșarea schimbătoarelor de căldură spirale:
a — etanșare simplă prin garnituri; *b* — închiderea bilaterală a unui spațiu prin sudură; *c* — închiderea unilaterală a ambelor spații prin sudură; *d* — închidere prin manșete speciale de etanșare;
1 — pereți laterali; *2* — garnituri; *3* — bandă spirală sudată; *4* — manșete de etanșare.

Greutatea principală în construcția schimbătoarelor de căldură spirale este etanșarea laterală a celor două spații. În fig. 20.14 sînt arătate patru posibilități, fiecare cu avantajele și inconvenientele sale:

— în fig. 20.14, *a*, etanșarea se face prin garnituri între marginile tablelor curbate și pereții laterali plani, ținînd seama de aria relativ mare a pereților laterali, etanșarea este defectuoasă, în schimb vizitarea și posibilitatea de curățare interioară — după demontarea pereților laterali — este o operație ușoară; de aceea acest tip este folosit cînd — din cauza depunerilor — sînt necesare curățiri frecvente și cînd eventualitatea amestecării celor două lichide — prin neetanșeitatea garniturii — nu este dăunătoare;

— în fig. 20.14, *b*, unul din spațiile spirale se închide definitiv prin sudarea marginilor, separarea celor două spații este perfectă, unul din spații este ușor de curățat după demontarea pereților frontali, dar spațiul închis nu poate fi curățat decît prin mijloace chimice; se folosește cînd unul dintre fluide este totdeauna curat (ex. condensat) și cînd celălalt formează depuneri sau criste;

— în fig. 20.14, *c*, fiecare din cele două spații este sudat la una din margini, iar cealaltă margine se etanșază prin garnitură; deși curățarea

interioară este mai greoaie, fiecare spațiu este vizitabil pentru curățare și control;

— în fig. 20.14, *d*, etanșarea se face prin manșete speciale.

Schimbătoarele de căldură spirale au avantaje importante: a) fluidele circulă prin spațiul spiral cu secțiune (dreptunghiulară) constantă, fără variație de viteză și fără locuri cu circulație leneșă unde de obicei se acumulează depuneri și se produc coroziuni; b) viteza constantă a fluidelor și lipsa schimbărilor bruște de direcție, fac ca energia necesară pentru pompare să fie mult redusă sau fac posibilă folosirea vitezelor mai mari, cu avantajul îmbunătățirii coeficientului de transmitere a căldurii; c) distanța relativ mică dintre cele două table curbate, turbulența rezultată din vitezele mari, lipsa depunerilor și grosimea redusă a tablelor măresc valoarea coeficientului total de transmitere pînă la aproximativ 2 500 $W/(m^2 \cdot K)$=3 000 $kcal/m^2 \cdot h \cdot K$; d) dispunere în spirale paralele a tablelor realizează o mare concentrare a suprafeței de transfer (pînă la 80 m^2 pe metrul cub de aparat); ținînd seamă și de coeficientul de transmitere care este de aproximativ patru ori mai mare decît la schimbătoarele tubulare, rezultă că eficiența unui metru cub de schimbător spiral este echivalentă cu cea a unei suprafețe de cel puțin 150 m^2 de schimbător tubular.

Aceste avantaje fac ca schimbătorul spiral să găsească mereu noi aplicații, de exemplu, recuperarea căldurii chiar la diferențe de temperatură de cîteva grade devine convenabilă.

Tabelul 20.4 conține cîteva date caracteristice asupra schimbătoarelor de căldură spirale.

Tabelul 20.4

Date caracteristice pentru schimbătoarele de căldură spirale

Lățimea tablelor=înălțimea schimbătorului	150—400		mm
Grosimea tablelor	2—8		mm
Lățimea canalelor=distanța dintre table	6—15		mm
Presiunea interioară maximă	$10 \cdot 10^5$		Pa
Viteza fluidului: lichid,	max. 2		m/s
vapori sau gaz	max. 20		m/s
Date de standardizarea sovietică			
Raza de curbură la începutul spiralei	100		mm
Raza de curbură la sfîrșitul spiralei	400		mm
Grosimea tablelor	4		mm
Aria suprafeței de transmitere	15	30	m^2
Lățimea tablelor=înălțimea schimbătorului	375	750	mm
Presiunea de calcul	$2 \cdot 10^5$	$2{,}5 \cdot 10^5$	Pa

Date germane[1]

Aria suprafeței de transmitere $[m]^2$	Debitul $[m^3/h]$ 10	20	40	Debitul $[m^3/h]$ 10	20	40
	Diametru [mm]			Înălțimea [mm]		
10	740	565	460	290	545	1 060
30	1 210	885	660	290	545	1 060
50	—	1 110	820	—	545	1 060
80	—	—	1 005	—	—	1 060

[1] Pentru schimbătoare de căldură lichid-lichid

Scanned with OKEN Scanner

20.1.5. Schimbătoare de căldură cu plăci

Principiul de construcție al acestor schimbătoare de căldură se aseamănă cu cel al filtrelor presă. Ele sînt formate, ca și filtrele presă, dintr-un postament care susține două bare orizontale și plăcile sprijinite pe bare; de obicei, barele se găsesc sus și jos, într-un plan vertical.

Plăcile (fig. 20.15) sînt din tablă subțire de oțel inoxidabil sau alt material care corespunde condițiilor de rezistență anticorosivă. Ele prezintă ondulații care măresc suprafața de transmitere a căldurii, intensifică turbulența lichidelor (ceea ce favorizează transferul termic) și contribuie la rigidizarea plăcilor. Patru găuri situate în colțurile plăcilor formează, prin alăturarea și strîngerea plăcilor, patru canale pentru distribuția și colectarea celor două lichide între care se face schimbul de căldură. Garnituri din cauciuc sintetic asigură etanșarea între plăci și dirijarea fluidului în spațiile alternative dintre plăci, astfel încît prin spațiile dintre plăcile 1—2, 3—4, 5—6, ... curge fluidul cald, iar prin spațiile dintre plăcile 2—3, 4—5, 6—7, ... curge fluidul rece. Ca și la filtrele presă, pachetul de plăci este strîns între două plăci de capăt, groase, cu ajutorul unui dispozitiv de strîngere mecanic sau — la unități mai mari — hidraulic. Plăci intermediare, de construcție specială, cu racorduri de intrare și ieșire, permit divizarea pachetului de plăci în secțiuni care dau posibilitatea de a folosi un singur aparat pentru efectuarea simultană a mai multor operații de încălzire, răcire și recuperare de căldură.

Schimbătoarele de căldură cu plăci prezintă avantaje importante: o mare concentrare a suprafeței de transfer termic (pînă la 200 m² suprafață de transfer pe metrul cub de aparat), transfer termic intens și efi-

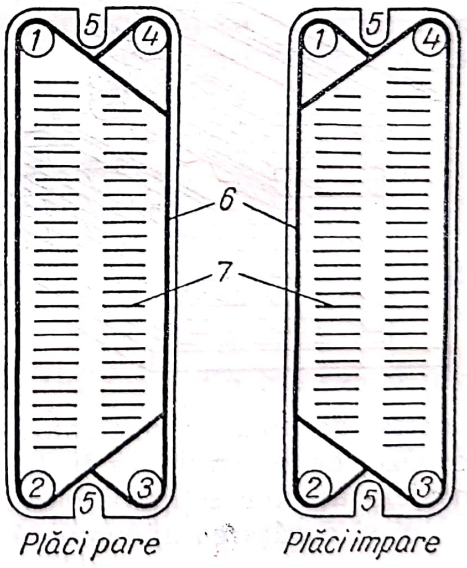


Fig. 20.15. Plăcile schimbătorului de căldură;
1 — intrarea fluidului cald; *2* — ieșirea fluidului cald; *3* — intrarea fluidului rece; *4* — ieșirea fluidului rece; *5* — locașuri pentru sprijinire pe barele de susținere; *6* — garnituri; *7* — ondulații.

cace datorit grosimii mici a plăcii și a fluidului între plăci și a turbulenței provocate de ondulațiile plăcilor, rezistență hidraulică mică, curățare ușoară prin desfacerea aparatului, evitarea depunerilor, posibilitate de adaptare la scop. Cîteva date caracteristice ale schimbătoarelor de căldură cu plăci sînt prezentate în tabelul 20.5.

Scanned with OKEN Scanner

Tabelul 20.5

Date asupra schimbătoarelor de căldură cu plăci

Debitul (maxim)	20	m^3/h
Aria (maximă) a suprafeței de transfer	220	m^2
Concentrarea ariei de transfer	200	m^2/m^3
Coeficientul total de transfer	2,3—5,8	$kW/(m^2 \cdot K)$
idem	2 000—5 000	$kcal/(m^2 \cdot h \cdot K)$
Diferența (minimă) de temperatură între fluide	2—5	K
Temperatura (maximă)	135	°C
Presiunea (maximă)	$10 \cdot 10^5$	Pa
idem	10	atm
Grosimea tablei	1,25	mm
Aria (maximă) a unei plăci	0,3	m^2
Grosimea stratului de lichid între plăci	5	mm

20.1.6. Schimbătoare de căldură cu plăci ondulate încrucișate

În fig. 20.16 este schițat un schimbător de căldură format din plăci ondulate, suprapuse, cu ondulațiile alternativ în două direcții perpendiculare și separate între ele prin plăci plane. Se formează două serii de canale separate, pentru cele două fluide. Transmiterea căldurii se face în curent încrucișat.

Au fost obținute, cu acest aparat, rezultate deosebit de avantajoase: concentrarea suprafeței de transmitere pînă la 650 m^2/m^3, grosimea foarte mică a plăcilor permițînd construirea lor din materiale scumpe sau din materiale nemetalice.

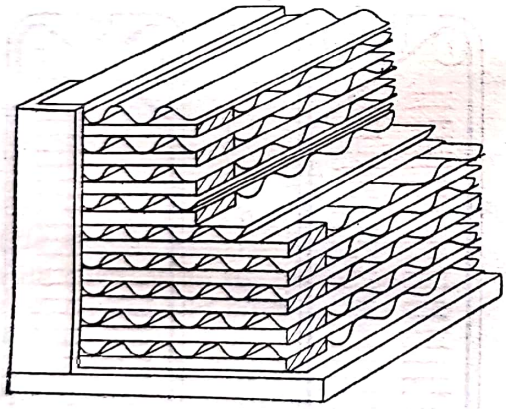


Fig. 20.16. Schimbător de căldură din plăci ondulate încrucișate.

Astfel de aparate sînt folosite în special pentru schimbul de căldură între gaze, de exemplu în instalațiile pentru condiționarea aerului. Dezavantajele acestor schimbătoare: nu pot fi folosite la presiuni mari ale fluidului și curățarea anevoioasă.

20.1.7. Schimbătoare de căldură cu aripioare

Cînd coeficienții (parțiali) de transfer termic α_1 și α_2 ai celor două fluide sînt mult diferiți între ei ca — de exemplu — între abur și gaze, transmiterea de căldură este mult îmbunătățită prin mărirea ariei supra-

Scanned with OKEN Scanner

feței de transmitere de partea fluidului cu coeficient mic de transmitere. Se realizează acest deziderat folosind schimbătoare de căldură cu aripioare longitudinale sau transversale executate prin turnare sau sudare. Cele mai utilizate și mai ușor de confecționat sînt schimbătoarele din țevi de oțel pe care se sudează aripioare (nervuri) longitudinale sau discuri transversale din tablă (fig. 20.17).

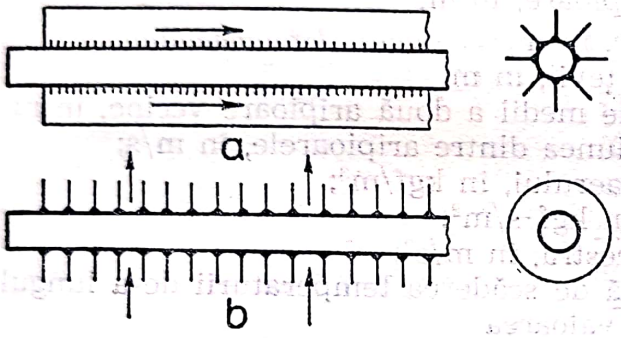


Fig. 20.17. Țevi cu aripioare pentru schimbătoare de căldură:
a — țevi cu aripioare longitudinale; *b* — țevi cu aripioare transversale. Săgețile arată direcția curgerii aerului.

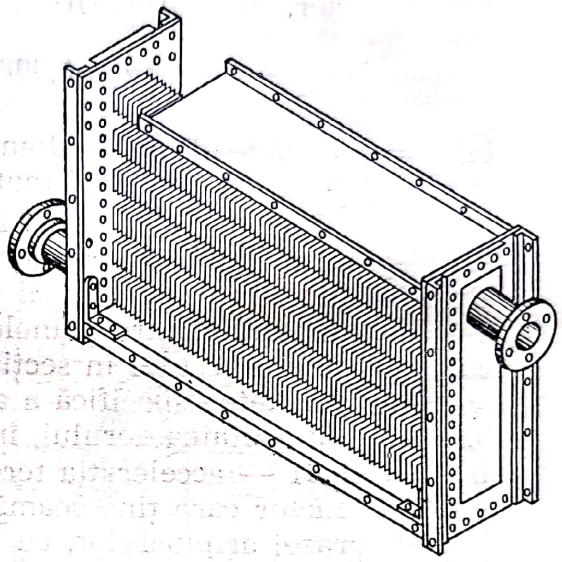


Fig. 20.18. Radiator din țevi cu aripioare dreptunghiulare.

Astfel de țevi, reunite mai multe (în paralel și în serie) într-un schimbător de căldură (fig. 20.18), servesc în special ca radiatoare în instalațiile de calorifer cu abur (uneori cu apă caldă) pentru încălzirea aerului din încăperi sau pentru încălzirea aerului necesar uscătoarelor.

Dintre metodele pentru calculul termic al țevilor cu aripioare, este expusă — în continuare — metoda lui *A. G. Tcacev:*

Căldura transmisă printr-o țeavă cu aripioare este dată de relația:

$$Q = kA\Delta t \qquad (20.7)$$

în care:

Q este căldură transmisă, în kcal/h;

Δt — diferența dintre temperatura fluidului din interiorul țevii și temperatura aerului exterior, în K;

$A = A_a + A_c$ — aria suprafeței exterioare a țevii cu aripioare, în m^2;

k — coeficientul total de transmitere a căldurii, în $kcal/m^2 \cdot h \cdot K$, cu valoarea rezultată din ecuația:

$$\frac{1}{k} = \left(\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda}\right)\frac{A}{A_1} + \frac{1}{\alpha_2} \qquad (20.8)$$

α_1 — coeficientul parțial de transmitere de la fluidul interior la fața interioară a peretelui țevii, în $kcal/m^2 \cdot h \cdot K$;

Scanned with OKEN Scanner

δ — grosimea (considerată constantă) a aripioarelor, în m;
λ — conductivitatea termică a materialului din care sînt confecționate aripioarele, în kcal/m·h·K;
A_1 — aria suprafeței interioare a țevii, în m²;
α_2 — coeficientul parțial de transmitere de la țeava cu aripioare la aer, în kcal/m²·h·K, cu valoarea dată de ecuația:

$$\alpha_2 = 0{,}308 \frac{\lambda}{d'} \left(\frac{wd'\rho}{\eta} \right)^{0{,}65} F \qquad (20.9)$$

d' = $d+(D^2-d^2)/2l$ — diametrul țevii netede (convențională) pentru care aria unui metru liniar este egală cu aria unui metru liniar de țeavă cu aripioare, în m;
D — diametrul aripioarelor, în m;
d — diametrul exterior al țevii, în m;
l — distanța dintre planele medii a două aripioare vecine, în m;
w — viteza aerului în secțiunea dintre aripioarele, în m/s;
γ — greutatea specifică a aerului, în kgf/m³;
η — viscozitatea aerului, în kgf·s/m²;
g = 9,81 — accelerația terestră, în m/s²;
F — factor care ține seamă de scăderea temperaturii de-a lungul razei aripioarelor, cu valoarea

$$F = \frac{A_a \frac{\theta_0}{\theta} + A_c}{A_a + A_c} \qquad (20.10)$$

A_a = $\pi(D^2-d^2)n/2$ — aria suprafeței aripioarelor, pe metrul liniar de țeavă, în m²/m;
n = $1/l$ — numărul aripioarelor pe metrul liniar de țeavă, în m⁻¹;
A_c = $\pi d(1-\delta n)$ — aria suprafeței țevii neocupate de aripioare, pe metrul liniar de țeavă, în m²/m;
θ_0 — diferența dintre temperatura aripioarelor și temperatura aerului înconjurător, în K;
θ — diferența dintre temperatura țevii în porțiunea fără aripioare și aerul înconjurător, în K.

Valoarea raportului θ_0/θ se obține din ecuația:

$$\frac{\theta_0}{\theta} = \frac{4\varphi d}{m(D^2-d^2)} \qquad (20.11)$$

$m = \sqrt{2\alpha/\lambda\delta}$ — factor adimensional;
φ — coeficient în funcție de md și $m(D-d)$, a cărui valoare rezultă din diagrama din fig. 20.19.

Efectul aripioarelor asupra căldurii transmise nu este egal cu raportul dintre aria suprafeței țevii cu aripioare și cea a țevii fără aripioare; pentru o creștere a suprafeței, prin aripioare, de 6—10 ori, căldura transmisă în convecție naturală crește de 2,5—5 ori (în calculele aproximative

Scanned with OKEN Scanner

se socotește cu 40% din căldura care se obține calculînd cu întreaga suprafață a țevii cu aripioare); în convecție forțată căldura transmisă printr-o țeavă cu aripioare ajunge de 20 ori mai mare în comparație cu căldura transmisă prin țeava fără aripioare.

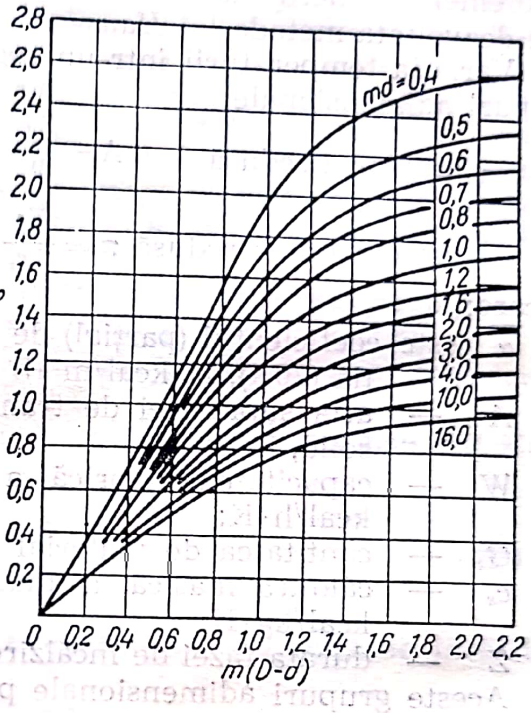


Fig. 20.19. Diagramă pentru calculul coeficientului φ din ecuația (20.11).

20.2. Regeneratoare de căldură

20.2.1. Regeneratoare de căldură cu funcționare în regim nestaționar, alternativ

Regeneratoarele sînt schimbătoare de căldură funcționînd în două faze care se succed alternativ:

— *faza de încălzire,* în care căldura unui fluid cald este acumulată de un material solid și

— *faza de răcire,* în care materialul solid cedează căldura unui alt fluid.

Din cauza funcționării intermitente, se cuplează cîte două regeneratoare identice, astfel încît totdeauna unul să fie în faza de încălzire iar celălalt în faza de răcire (fig. 20.20).

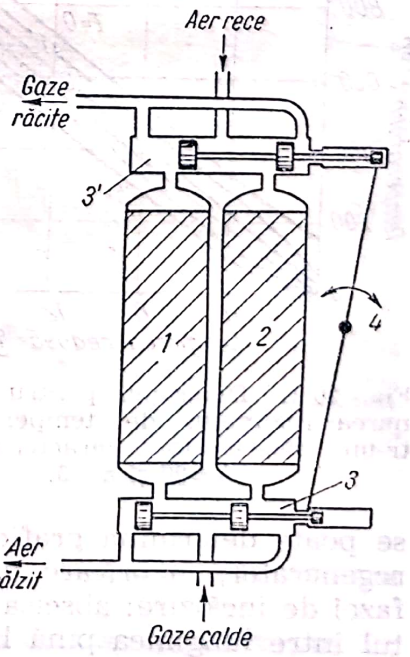


Fig. 20.20. Schema a două regeneratoare cuplate:
1 — regenerator în faza de încălzire; *2* — regenerator în faza de răcire; *3, 3'* — ventile; *4* — dispozitiv pentru schimbarea fazelor.

Scanned with OKEN Scanner

Regeneratoarele funcționează în regim nestaționar, cu variația temperaturilor în timp și în spațiu.

20.2.1.1. **Calculul regeneratoarelor de căldură.** Tratarea matematică a problemei regeneratoarelor de căldură este o problemă dificilă. Mai jos este dezvoltată metoda lui *Hauser*.

Variația temperaturii într-un regenerator depinde de valorile a două grupuri adimensionale:

— lungimea redusă $$\Lambda = \frac{\bar{\alpha} A}{W} \qquad (20.12)$$

— periodicitatea redusă $$\pi = \frac{\bar{\alpha} A}{G_s c_s} Z \qquad (20.13)$$

în care:

$\bar{\alpha}$ este coeficientul (parțial) de transmitere corectat, definit de ecuația (20.4), în kcal/m²·h·K;

A — aria suprafeței de transmitere=aria suprafeței materialului solid, în m²;

W — capacitatea calorică a gazului în unitatea de timp, în kcal/h·K;

G_s — cantitatea de material solid în regenerator, în kgf;

c_s — căldura masică a materialului solid din regenerator, în kcal/kg·K;

Z — durata fazei de încălzire, în h.

Aceste grupuri adimensionale pot fi considerate drept criterii de similitudine pentru compararea regeneratoarelor din punctul de vedere al regimului de temperaturi.

Se dă ca exemplu, în diagrama din fig. 20.21, variația temperaturilor într-un regenerator caracterizat prin $\Lambda=20$ și $\pi=5$. Cu această diagramă

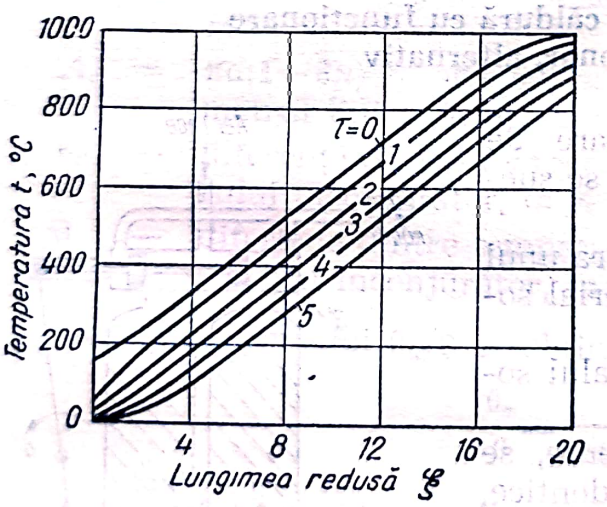


Fig. 20.21. Diagramă pentru determinarea regimului de temperatură într-un regenerator caracterizat prin $\Lambda=20$ și $\pi=5$.

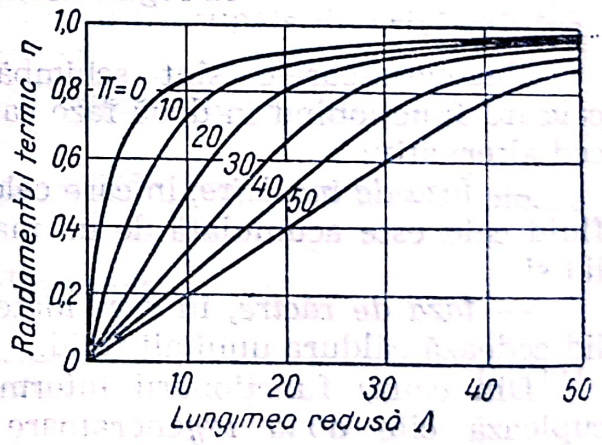


Fig. 20.22. Diagramă pentru determinarea randamentului termic al regeneratorului.

se poate determina grafic temperatura suprafeței materialului solid din regenerator, în oricare punct al regeneratorului și în orice moment al fazei de încălzire: abscisa ($\xi=\alpha A_x/W$) reprezintă lungimea redusă (raportul între lungimea pînă la un punct oarecare x și lungimea totală a re-

generatorului), A_x este aria suprafeței de schimb de căldură pînă la punctul x, iar $\tau=\alpha A/G_s c_s z$ este timpul redus și z este timpul de la începutul ultimei perioade; în ecuația (20.12) se înlocuiește A cu aria suprafeței de schimb de căldură pînă la punctul care interesează iar în ecuația (20.13) se înlocuiește Z ca durata de la începutul fazei de încălzire și pînă la momentul considerat.

Numerele caracteristice Λ și π mai servesc, împreună cu diagrama din fig. 20.22, la determinarea randamentului termic al regeneratorului, definit prin raportul dintre creșterea efectivă de temperatură a gazului rece (încălzit în regenerator) și diferența temperaturilor inițiale ale celor două gaze (gazul cald cu care se încălzește regeneratorul și gazul încălzit de regenerator).

Diagrama din fig. 20.22 este aplicabilă numai cînd cele două gaze îndeplinesc condiția $G_1c_1=G_2c_2$ (egalitatea echivalentului în apă).

G_1 și G_2 sînt cantitățile de gaze care trec în timpul unei faze (perioade) prin regenerator, în kg;

c_1 și c_2 sînt căldurile masice ale celor două gaze, în kcal/(kg·K).

Valoarea lui α se deduce din formula:

$$\frac{1}{\alpha}=\frac{1}{\alpha}+\frac{\delta}{6\lambda}\varphi \qquad (20.14)$$

în care:

α este coeficientul (parțial) de transmitere în perioada de încălzire, în kcal/(m²·h·K);

δ — grosimea materialului solid, în m;

λ — conductivitatea termică a materialului solid, în kcal/(m·h·K);

φ — factor dedus din fig. 20.23.

Aria suprafeței de schimb de căldură pe care trebuie să o aibă un regenerator pentru o capacitate dată Q, se determină cu ecuația:

$$Q=kA(\theta_1-\theta_2)(\tau+\tau') \qquad (20.15)$$

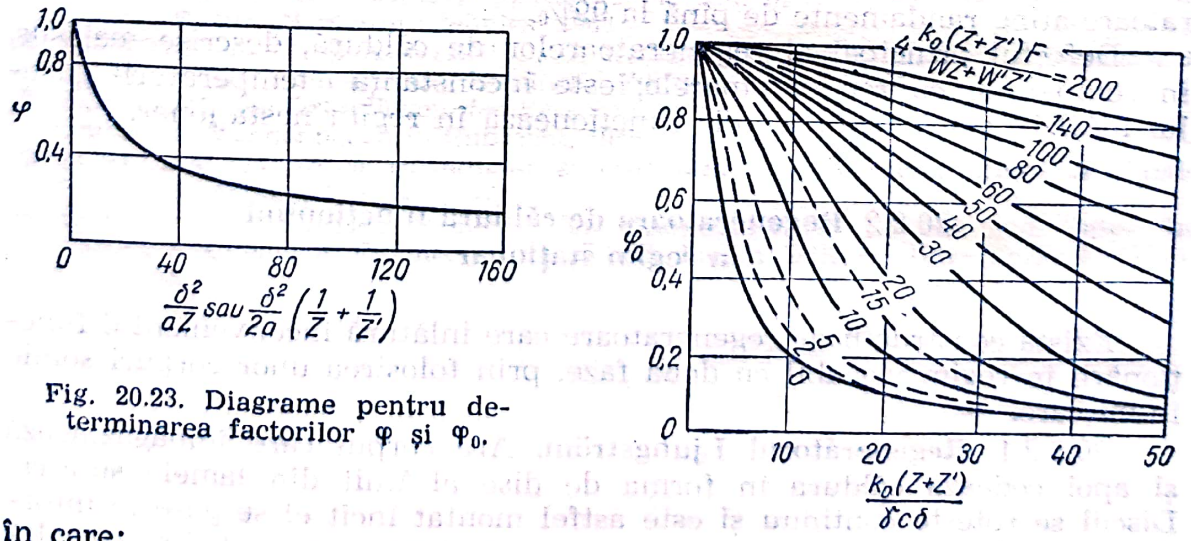


Fig. 20.23. Diagrame pentru determinarea factorilor φ și φ_0.

în care:

Q este căldura transmisă în timpul $(\tau+\tau')$ și definită prin ecuația (20.15), în kcal;

θ_1 — temperatura medie a gazului cald (în faza de încălzire), în °C;

θ_2 — temperatura medie a gazului (în faza de răcire), în °C;
τ — durata fazei de încălzire, în h;
τ' — durata fazei de răcire, în h;
k — coeficientul total de transmitere, raportat la diferența medie $(\theta_1 - \theta_2)$ dintre temperaturile medii ale celor două gaze, în kcal/m²·h·K; cu valoarea dedusă din ecuația:

$$\frac{1}{k} = \frac{1}{\varphi_0 k_0} = \frac{\tau+\tau'}{\psi_0}\left[\frac{1}{\alpha} + \frac{1}{\alpha'\tau'} + \left(\frac{1}{\tau} + \frac{1}{\tau'}\right)\frac{\delta}{6\lambda}\varphi\right] \qquad (20.16)$$

φ — factor dedus din fig. 20.23;
$k_0 = k/\varphi_0$;
α — coeficientul (parțial) de transfer în perioada de răcire, în kcal/m²·h·K;
$a = \lambda/\gamma_s c_s$ — difuzivitatea termică a materialului solid, în m²/h;
γ_s — greutatea specifică a materialului solid, în kgf/m³.

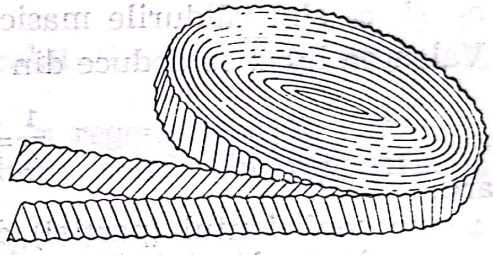


Fig. 20.24. Umplutură de regenerator, formată din spirale duble din benzi ondulate.

Regeneratoarele cele mai răspîndite — în special în metalurgie și în industria sticlei — sînt construite în formă de camere mari, umplute cu cărămidă refractară așezată regulat, astfel încît pierderea de presiune la trecerea gazului să fie minimă.

Alte regeneratoare, ca de exemplu, cele folosite în frigotehnică, sînt construite din cilindri umpluți cu rondele formate din rularea în spirală a două benzi cu ondulații oblice în sens contrar (fig. 20.24). Aceste regeneratoare ating randamente de pînă la 99%.

Defectul principal al regeneratoarelor de căldură, descrise mai sus, în comparație cu recuperatoarele, este inconstanța temperaturii gazului încălzit, adică faptul că ele funcționează în regim nestaționar.

20.2.2. Regeneratoare de căldură funcționînd în regim staționar

Există construcții de regeneratoare care înlătură inconvenientul funcționării în regim variabil cu două faze, prin folosirea unor corpuri solide în mișcare.

20.2.2.1. **Regeneratorul Ljungström.** Are corpul care înmagazinează și apoi cedează căldura în forma de disc alcătuit din lamele subțiri. Discul se rotește continuu și este astfel montat încît el se găsește întotdeauna cu jumătate din suprafața sa în contact cu gazul cald și cu cealaltă jumătate în contact cu gazul rece. Gazele circulă continuu perpendicular pe discul regeneratorului. Cîteva caracteristici ale acestor regeneratoare sînt date în tabelul 20.6.

Scanned with OKEN Scanner

Tabelul 20.6

Caracteristicile regeneratorului Ljungström

Diametrul rotorului (discului)	pînă la 6,5	m
Înălțimea rotorului	150—1 600	mm
Debitul maxim al gazelor	350 000	m^3/h
Turația discului	3—4	rot/min
Distanța dintre lamelele rotorului	3—4	mm
Aria suprafeței lamelelor, pe m^2	400—600	m^2/m^3

O altă construcție de regeneratoare cu funcționare în regim staționar (cu temperatură constantă a gazului încălzit folosește ca material solid pentru înmagazinarea, transportarea și cedarea căldurii, bile cu diametrul de aproximativ 10 mm, din materialul ceramic, în circulație.

Tot pe principiul regeneratoarelor cu material solid în circulație funcționează și instalațiile de fluidizare cu reactor și regenerator (v. cap. 31, vol. III).

BIBLIOGRAFIE

1. McADAMS, W. *Heat Transmission*, III-rd Edition, New-York, McGraw-Hill, 1954.
2. AFANASIEF, P. A. *Schimbătoare de căldură din grafit*. În: „Probleme moderne de tehnologie chimică", Biblioteca analelor româno-sovietice, Seria tehnică, nr. 40, București, Editura Academiei R.S.R., 1955.
3. COULSON, J. M. and RICHARDSON, J. F. Chemical Engineering, Vol. I, London, Pergamon Press, 1964.
4. DAVIDESCU, A. și MUCICA, H. *Schimbul de căldură în instalațiile industriale*, București, Editura tehnică, 1964.
5. KASATKIN, A. G. *Procese și aparate principale în tehnologia chimică* (trad. din l. rusă), București, Editura tehnică, 1963.
6. KICIGHIN, M. A. și KOSTENKO, G. H. *Schimbătoare de căldură și instalații de evaporare* (trad. din l. rusă). București, Editura tehnică, 1958.
7. KÜHNE, H. *Die Grundlagen der Berechnung von Oberflächen-Wärmeaustauschern*. Göttingen, Vandenhoech u. Ruprecht, 1949.
8. LÖBEL, M. *Folosirea cărbunelui și grafitului în construcția utilajului chimic*. Revista de chimie, *5*, 1954, p. 15.
9. RUBIN, F. L. Unfired Heat-transfer Equipement for Liquids and Gases. In: PERRY'S Chemical Engineers' Handbook, fourth Edition. New York, McGraw-Hill, 1963.

Scanned with OKEN Scanner

CAPITOLUL 21

Răcirea şi condensarea

21.1. Răcirea

Industria chimică, industria metalurgică, industria materialelor de construcție ș.a. folosesc mari cantități de căldură pentru obținerea produselor lor. Numai o mică parte din această energie se regăsește ca un surplus de entalpie în produsele fabricate față de entalpia materiilor prime; restul căldurii necesare operațiilor procesului tehnologic trebuie îndepărtată prin alte operații ale procesului. Printre operațiile de răcire, pot fi menționate: controlul reacțiilor exoterme și al celor care au loc la temperaturi scăzute, condiționarea aerului, lichefierea gazelor urmată de separarea componentelor prin rectificare (de exemplu, obținerea oxigenului și azotului din aer), uscarea la temperaturi joase (de exemplu uscarea penicilinei).

Există trei grupe de procedee de răcire:

— *Procedee de răcire la temperaturi superioare celor la care există agentul răcitor disponibil;* aceste procedee se bazează pe transferul termic (prin conducție, convecție și radiație), de la corpul cald (care trebuie răcit) la corpul rece (agentul de răcire), de exemplu răcirea cu apă rece, cu aer, cu gheață, cu bioxid de carbon solid, cu aer lichid.

— *Procedee de răcire la temperaturi inferioare temperaturii la care se găsește substanța* care produce răcirea (agentul frigorific). Această răcire implică un proces endoterm fizic (schimbare de stare fizică) sau chimic (reacție); căldura necesară procesului este absorbită din spațiul care trebuie răcit, de exemplu răcirea cu amestecuri refrigerente, răcirea prin evaporare în aer, răcirea prin destindere cu sau fără producere de lucru mecanic.

— *Răcirea mecanică prin procedeele precedente, dar în instalații astfel alcătuite încît agentul frigorific, devenit purtător de căldură,* circulă continuu prin instalație, în circuit închis. Răcirea se face continuu, cu consum de energie mecanică sau termică, în instalații care funcționează prin comprimare, absorbție sau adsorbție.

21.1.1. Procedee de răcire

21.1.1.1. **Răcirea cu apă.** Răcirea cu apă este modul obișnuit de răcire în industrie. Temperatura inițială a apei variază după natura surselor disponibile: apele de adîncime (puțuri, fîntîni) au de obicei temperaturi

Scanned with OKEN Scanner

între 10 și 15°C, constante în tot timpul anului; temperatura apei de suprafață (rîuri, lacuri) variază între 0°C iarna și 18—25°C vara.

Cînd consumul apei de răcire întrece disponibilul, se recurge la circularea apei prin *turnuri de răcire* (v. 21.1.15, *a*), lacuri sau bazine de răcire, instalații de stropire, care o răcesc pînă la 25—30°C (vara).

Răcirea cu apă se face indirect prin teci sau serpentine (interioare sau exterioare v. 19.1.2 și 19.1.3) în recipiente cu manta de răcire sau în schimbătoare de căldură.

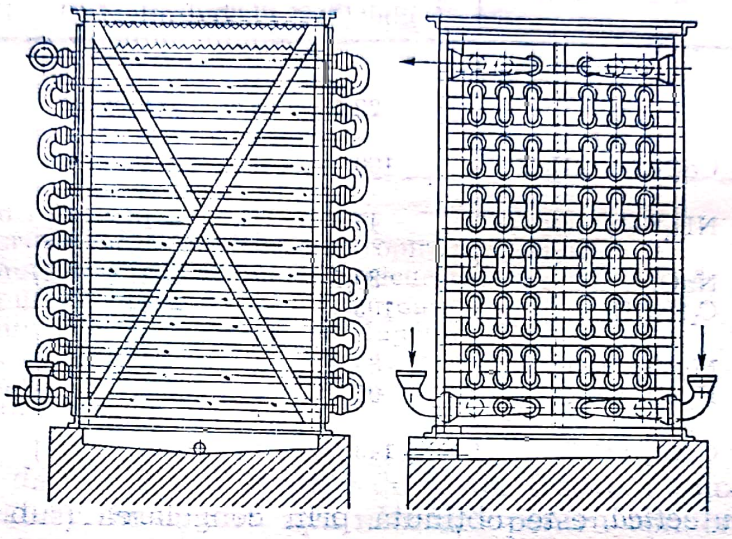


Fig. 21.1. Răcitor din gresie, în cascadă.

În fig. 21.1 este schița unui răcitor din gresie pentru răcirea acizilor prin stropire cu apă (în cascadă).

Cînd condițiile permit, este preferabilă răcirea directă prin introducerea apei în mediul care trebuie răcit (v. condensatoarele de amestec, 21.2.2.4).

O altă formă de răcire cu apă este absorbția de căldură prin vaporizarea apei: exemple: răcirea rapidă cu apă (lichidă) a acetilenei produsă prin procedeul cu arc, răcirea stratului fluidizat prin injectare cu apă (care se transformă în vapori).

21.1.1.2. **Răcirea cu gheață.** Prin răcire directă cu gheață se poate răci pînă la 2—3°C. Pentru o răcire rapidă, gheața este sfărîmată în granule de aproximativ 10 mm. Căldura de topire a gheții este de 332,5 kJ/kg=79,4 kcal/kg.

21.1.1.3. **Răcirea cu bioxid de carbon solid.** Bioxidul de carbon solid (zăpadă carbonică, gheața carbonică, gheața uscată) sublimează la —79°C; căldura de sublimare este de 574 kJ/kg=137 kcal/kg. Cu solvenți organici (eter, acetonă, cloroform, tetraclorură de carbon, benzină ușoară) în care se introduce treptat bioxid de carbon solid, se obține o temperatură constantă de circa —78°C.

21.1.1.4. **Răcirea cu amestecuri frigorifice.** Amestecurile frigorifice (frigorigene) sînt amestecuri de apă (sau gheață) cu săruri a cărei căldură de dizolvare este negativă (dizolvare cu absorbție de căldură). Temperatura minimă *(punctul criohidratic)* se atinge cu amestecuri de sare și

Scanned with OKEN Scanner

gheață în anumite proporții *(amestecuri eutectice)*. În tabelul 21.1 sînt date cîteva amestecuri frigorifice eutectice folosite pentru obținerea temperaturilor scăzute.

Tabelul 21.1

Amestecuri frigorifice eutectice

Substanța	Formula chimică a substanței	Concentrația (g substanță la 100 g gheață)	Temperatura eutecticului (punct criohidratic) [°C]	Căldura de topire	
				[kJ/kg]	[kcal/kg]
Clorura de amoniu	NH_4Cl	22,7	—15,8	310	73,8
Azotat de calciu	$Ca(NO_3)_2 \cdot 4H_2O$	100	—16	—	—
Azotat de amoniu	NH_4NO_3	45	—16,7	286	68,4
Clorură de sodiu	$NaCl$	30,7	—21,2	236	56,4
Alcool etilic	C_2H_5OH	105	—30	—	—
Clorură de magneziu	$MgCl_2 \cdot H_2O$	84	—33,6	—	—
Acid sulfuric	$H_2SO_4 + H_2O$	91	—37	—	—
Clorură de calciu	$CaCl_2 \cdot 6H_2O$	143	—55	213	50,8

Gheața eutectică este obținută prin congelarea (sub punctul criohidratic) a soluțiilor frigorigene; ea se prezintă în formă de plăci. Prin topire absoarbe căldura latentă de topire; în timpul topirii temperatura se menține la punctul criohidratic.

21.1.1.5. **Răcirea prin vaporizarea unui lichid într-un gaz.** Cînd un lichid este în contact cu un gaz, o parte din lichid se vaporizează, pînă la saturarea gazului. Căldura necesară vaporizării este furnizată de lichid sau de gaz pînă la stabilirea unui echilibru termic (egalizarea temperaturilor celor două faze).

Efectul care interesează aici este răcirea lichidului, a cărui temperatură tinde către temperatura termometrului umed (v. 3.5.1.10, vol. I).

Acest procedeu de răcire se folosește mult pentru răcirea apei, prin contact cu aerul. Condițiile care favorizează răcirea apei sînt:

— suprafață mare de contact între apă și aer (bazine intinse, stropirea fină);

— durată lungă de contact (expunere îndelungată a lichidului staționar, curgere pe grătare de lemn sau prin turnuri cu umplutură);

— viteză mare între apă și aer pentru îndepărtarea vaporilor care tind să satureze aerul;

— debit mare de aer (micșorarea rezistențelor care se opun circulației aerului).

Socotind, cu aproximație, 500 kcal/kg căldura de vaporizare a apei, rezultă că pentru o răcire de 10 grade, fiecare kilogram de apă pierde prin vaporizare 20 g sau 2%; pentru pierderea prin antrenare se consideră, de asemenea, 2%. De exemplu pentru răcirea apei de la 55 la 25°C, pierderea de lichid este de aproximativ $2 \frac{55-25}{10} + 2 = 8\%$.

Instalațiile industriale folosite pentru răcirea apei prin evaporare în aer sînt: a) bazine și lacuri de răcire; b) bazine și lacuri de răcire cu duze de stropire; c) turnuri de răcire cu ventilație naturală; d) turnuri de răcire cu ventilație forțată; e) straturi de inele *Raschig*. În tabelul 21.2, este dat debitul care poate fi răcit în aceste instalații (raportat la unitatea de arie a terenului).

Tabelul 21.2

Debitul de apă care poate fi răcită pe 1 m² de teren, prin evaporare în aer

Instalația	Debitul de apă răcită [m³/(h·m²)]
Lacuri de răcire	0,5
Lacuri de răcire cu duze de stropire	1,1
Turnuri de răcire cu plăci de picurare	25—5
Turnuri de răcire cu suprafețe udate	7,5
Turnuri de răcire de forma hiperbolică (beton)	7,5
Turnuri de răcire cu tiraj forțat	10
Straturi de inele Raschig	30

Turnurile de răcire sînt aparate de răcire frecvent folosite în uzinele chimice. Ele răcesc, în circuit, apa necesară pentru condensatoare, reactoare, schimbătoare de căldură etc.

În forma cea mai simplă, un turn de răcire este format (fig. 21.2) dintr-un trunchi de piramidă — cu secțiune pătrată, dreptunghiulară sau poligonală — așezat la o distanță de cîțiva metri deasupra unui bazin de beton; apa caldă (care trebuie răcită) pătrunde în turn la aproximativ jumătatea înălțimii lui printr-o conductă cu ramificații transversale găurite, care repartizează apa caldă pe toată secțiunea turnului (uneori ramificațiile transversale sînt jgheaburi de lemn, găurite). Din ramificațiile transversale, apa cade pe plăci (sau farfurii) metalice, care transformă vinele de apă în picături. Partea inferioară a turnului conține grătare din șipci de lemn așezate alternativ pe muchie și pe lat (pentru a oferi o cît mai mare suprafață de evaporare apei și o cît mai mică rezistență aerului. Aria mare a gratarelor și a picăturilor reprezintă suprafața de transfer termic și de substanță dintre apă și aer. Picăturile de apă se răcesc în timpul căderii lor și sînt colectate în bazinul inferior, de unde o pompă conduce apa răcită la locul de întrebuințare.

Din bazin se evacuează o cantitate de apă pentru a evita concentrarea prea mare (din cauza evaporării) a sărurilor solubile și se adaugă

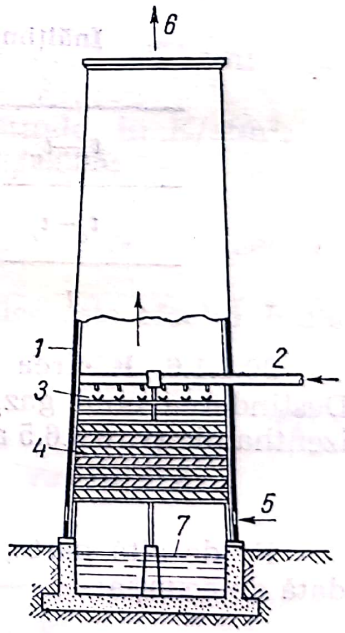


Fig. 21.2. Turn de răcire cu tiraj natural:
1 — turn de lemn; *2* — intrarea apei calde; *3* — farfurii pentru pulverizarea apei; *4* — eșafodaj din șipci de lemn; *5* — intrarea aerului; *6* — ieșirea aerului; *7* — bazin pentru colectarea apei răcite.

Scanned with OKEN Scanner

aproximativ 10% apă proaspătă pentru înlocuirea pierderilor prin evaporare, antrenare și evacuare.

La acest tip de turn aerul circulă prin tiraj natural rezultat din încălzirea aerului și din mărirea conținutului de vapori (densitatea vaporilor de apă este mai mică decît densitatea aerului). Pentru asigurarea unui debit mare de aer, înălțimea totală a turnului trebuie să fie destul de mare. Repartizarea uniformă a debitului de aer (pe secțiunea turnului) este îmbunătățită prin montarea, la locul de intrare a aerului — între eșafodajul de șipci și bazinul de colectare — pe pereți laterali, a unor jaluzele de lemn, cu înclinare reglabilă.

Pentru mărirea eficacității, turnurile de răcire moderne se construiesc cu tiraj forțat produs de ventilatoare montate la intrarea sau la ieșirea aerului; montarea ventilatoarelor la intrarea aerului are dezavantajul că prin depresiunea creată în jurul turnului, o parte din aerul umed ieșit din turn este aspirat din nou în turn de către ventilator.

O altă perfecționare este îmbunătățirea tirajului (natural) prin construirea turnului (din beton) în forma de hiperboloid. Au fost construite astfel de turnuri din beton cu înălțimi de peste 100 m și cu diametrul la bază de aproape 80 m, pentru debite de apă de 35 000 m³/h.

Înălțimea I parcursă de apă în turnurile de răcire cu tiraj forțat este funcție de diferența dintre temperatura t_r a apei răcite și temperatura t_u a termometrului umed și de diferența dintre temperatura t_c a apei calde și a apei răcite; în tabelul 21.3 sînt date cîteva exemple.

Tabelul 21.3

Înălțimea parcursă de apă în cădere, în turnurile de răcire

$t_r - t_u$	K	2,5—4,5	4,5—8,5	8,5—11
$t_c - t_r$	K	14—20	14—20	14—20
I	m	10,5—12	7,5—9	4,5—6

20.1.1.6. **Răcirea prin destindere fără producere de lucru mecanic.** Destinderea unui gaz, fără producere de lucru mecanic, este un proces izenthalpic (v. 8.3.6.5 a.ε. vol. I):

$$h_2 = h_1 \quad \text{sau} \quad dh = 0 \tag{21.1}$$

Pe de altă parte, variația entalpiei cu presiunea și temperatura este dată de ecuația:

$$dh = \left(\frac{\partial h}{\partial T}\right)_p dT + \left(\frac{\partial h}{\partial p}\right)_T dp \tag{21.2}$$

rezultă

$$dh = \left(\frac{\partial h}{\partial T}\right)_p dT \left(\frac{\partial h}{\partial T}\right)_p \left(\frac{\partial T}{\partial p}\right)_h dp$$

sau

$$dh = c_p dT - c_p \mu dp \tag{21.3}$$

Scanned with OKEN Scanner

unde

$$\mu = \left(\frac{\partial T}{\partial p}\right)_h \tag{21.4}$$

este *coeficientul efectului diferențial Joule-Thomson* și reprezintă raportul dintre variația temperaturii și variația presiunii într-un proces izenthalpic sau, cu alte cuvinte, variația temperaturii pe unitatea de variație a presiunii, într-un proces izenthalpic. Acest fapt se verifică punînd $dh=0$ în ecuația (21.3).

Pentru gaze ideale prin destindere nu se consumă lucru mecanic; de aceea destinderea gazelor ideale se face fără variație de temperatură.

Destinderea gazelor reale se face cu consum de energie pentru învingerea forțelor de atracție dintre molecule. Pentru o presiune oarecare, coeficientul efectului diferențial *Joule-Thomson* are un maxim; acest maxim se deplasează către temperaturi mai mari, cu creșterea presiunii. La extremități, curbele trec în domeniul $\mu<0$; cele două temperaturi pentru care $\mu=0$, se numesc *temperaturi (superioară și inferioară) de inversiune*. La temperatura camerei, majoritatea gazelor obișnuite (aer, oxigen, azot, bioxid de carbon) se răcesc prin destindere ($\mu>0$); cîteva gaze, printre care și hidrogenul, se încălzesc ($\mu<0$). La temperaturi în jurul a 10°C, valoarea coeficientului μ se poate calcula cu formula

$$\mu=(a-bp)\left(\frac{273}{T}\right)^2 \tag{21.5}$$

în care

μ este coeficientul efectului Joule-Thomson diferențial, în K/atm;
p — presiunea, în atm;
a — constanta specifică gazului care se destinde, în K/atm; pentru aer: $a=0{,}268$; pentru oxigen: $a=0{,}313$;
b — constantă specifică gazului care se destinde, în K/atm²; pentru aer: $b=0{,}00086$; pentru oxigen: 0,00085;
T — temperatura absolută a gazului, în K.

În calculele de evaluare aproximativă se socotește pentru aer $\mu=(1/4)$K/atm.

Ceea ce interesează mai mult în calculele tehnice este efectul Joule-Thomson integral μ_i, definit de ecuația:

$$\mu_i(p_1-p_2)=\int_{p_1}^{p_2} dp \tag{21.6}$$

Tabelul 21.4

Efectul Joule-Thomson integral μ, pentru aer (presiune finală 1 atm)

Temperatura inițială		Răcirea aerului [K]		
		la presiunea inițială [atm]		
[°C]	[K]	50	100	200
+15	288	11,6	22,5	39,0
—20	253	16,0	30,8	55,0
—50	223	21,4	42,7	71,5

în care p_1 și p_2 sînt presiunile, inițială și finală, între care se face destinderea.

În tabelul 21.4 sînt date cîteva valori ale coeficientului μ_i pentru aer.

21.1.1.7. **Răcirea prin destindere cu producere de lucru mecanic.** Răciri mult mai importante — la aceeași cădere de presiune — se obțin dacă gazele sînt silite să producă nu numai lucru mecanic pentru învingerea forțelor interne, ca la destinderea prin laminare, dar și lucru mecanic extern, într-o mașină de detentă: mașină (detentor) cu piston sau turbodetentor.

Destinderea este politropă, apropiată de destinderea adiabatică. Temperatura finală se calculează cu ecuația:

$$\frac{T_1}{T_2} = \left(\frac{p_1}{p_2}\right)^{\frac{n-1}{n}} \qquad (21.7)$$

în care, n este exponentul politropic.

În instalațiile pentru producerea aerului lichid după procedeul *Claude* (v. 21.1.6.3), presiunea inițială este de 40 atm și temperatura dinainte de destindere de —100°C, iar în procedeul *Heyland,* presiunea inițială este de 150—200 atm și temperatura dinaintea destinderii între +20 și —40°C. În ambele procedee, presiunea finală este de 4—5 atm și temperatura finală între —150 și —160°C.

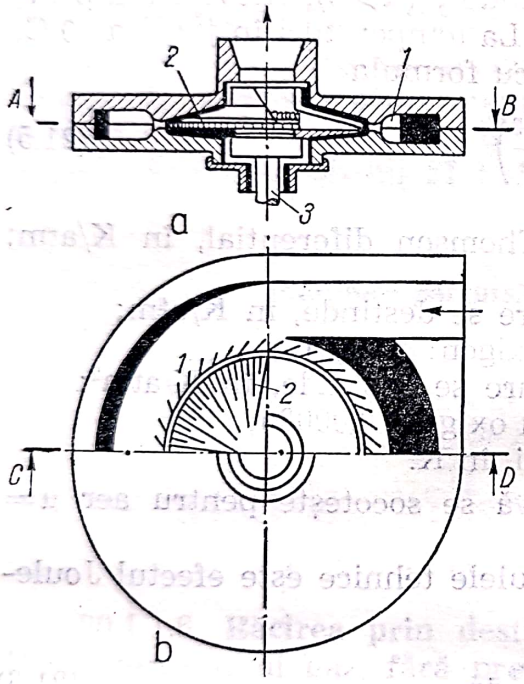


Fig. 21.3. Turbodetentorul *Kapitza*: *a* — secțiunea *CD*; *b* — secțiunea *AB*; *1* — stator; *2* — rotor; *3* — arbore.

Pentru destinderea gazelor de la presiuni inițiale mari, se folosesc detentoare cu piston, caracterizate prin așezare orizontală, grosime mare a pereților cilindrului, lungimea a pistonului, volum foarte mic al spațiului vătămător și dirijarea forțată a ventilelor.

În instalațiile pentru separarea oxigenului din aer, cea mai mare parte a aerului sau a azotului este expandată de la 5 atm la 1,5 atm. Pentru expandarea de la presiuni relativ joase a unor debite mari de gaze, sînt mai indicate turbodetentoarele. Ele se construiesc cu diametre mici și cu turație foarte mare

În fig. 21.3 este schițat turbodetentorul construit de *P. Kapitza* care își menține un randament ridicat, între 79 și 83%, chiar la fluctuații mari de debit; rotorul turbinei are 8 cm diametru, cîntărește numai 250 g și are turația de 40 000 rot/min.

21.1.2. Mașini frigorifice cu comprimare

21.1.2.1. **Mașina teoretică lucrînd după ciclul Carnot.** Principiul de producere a frigului în mașinile frigorifice cu comprimare corespunde unui ciclu Carnot de transformări pentru agentul frigorific care circulă

prin instalație. În fig. 21.4, *a* este schema mașinii frigorifice funcționînd după ciclul Carnot, iar în fig. 21.4, *b* acest ciclu este reprezentat în diagrama *T*, *s*.

Cele patru aparate ale instalației servesc pentru executarea celor patru transformări care formează ciclul Carnot al agentului frigorific:

a) *Comprimarea adiabatică*, după linia *ab* din diagramă, în compresorul instalației agentul frigorific intră în compresor ca vapori umezi

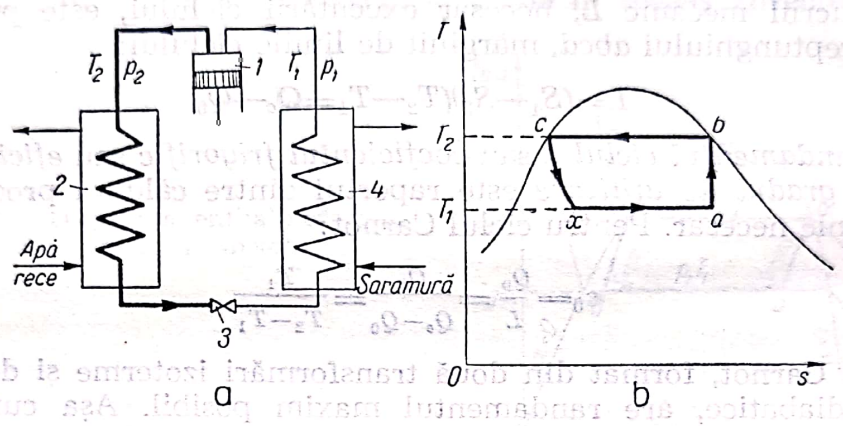


Fig. 21.4. Instalație frigorifică funcționînd după ciclul *Carnot*:
a — schema de principiu a instalației; *b* — ciclul Carnot în diagrama *T*, *s*;
1 — compresor; *2* — condensator; *3* — detentor; *4* — vaporizator.

la temperatura T_1 (punctul *a* din diagrama) și iese din compresor ca vapori saturați la temperatura T_2; poziția punctului *a* pe izoterma T_1 corespunde intersecției din punctul *b*, situat la intersecția izotermei T_2 cu curba limită, astfel încît prin comprimarea adiabatică să rezulte vapori saturați.

b) *Condensarea izotermă* a vaporilor saturați, comprimați la presiunea de saturație p_2, sînt condensați după izotermă T_2 (linia *bc* din diagramă) în condensatorul instalației, prin răcire indirectă cu un lichid (de obicei apă) disponibil la o temperatură $T_1 < T_2$; la ieșirea din condensator agentul frigorific este lichid la punctul de fierbere corespunzător presiunii p_2.

c) *Destinderea adiabatică* a agentului frigorific lichid (linia *cd* din diagramă) cu producere de lucru mecanic în detentorul considerat că lucrează adiabatic, al instalației; agentul frigorific se destinde pînă la presiunea p_1 —, corespunzînd la temperatura T_1; după destindere, agentul frigorific este în starea reprezentată prin poziția punctului *d* din diagramă.

d) *Vaporizarea izotermă* (linia *da* din diagramă), în vaporizatorul instalației, căldura necesară vaporizării este luată din mediul ambiant al vaporizatorului (din camera de răcire sau din bazinul cu saramură).

După încheierea ciclului, agentul frigorific se găsește în starea inițială pentru a relua ciclul.

Cu notațiile din diagramă, rezultă următoarele relații pentru ciclul Carnot:

— Căldura Q_0, luată din vaporizator, este proporțională cu aria dreptunghiului *defa* din diagrama entropică:

$$Q_0=(S_1-S_2)T_1 \tag{21.8}$$

— Căldura Q_c, cedată în condensator, corespunde dreptunghiului *cefb* din diagramă:

$$Q_c=(S_1-S_2)T_2 \tag{21.9}$$

— Lucrul mecanic L, necesar executării ciclului, este proporțional cu aria dreptunghiului *abcd*, mărginit de liniile ciclului:

$$L=(S_1-S_2)(T_2-T_1=Q_c-Q_0 \tag{21.10}$$

— *Randamentul ciclului* sau *coeficientul frigorific* sau *eficiența instalației* sau *gradul de utilizare* este raportul dintre căldură produsă și lucrul mecanic necesar. Pentru ciclul Carnot:

$$\varepsilon_0=\frac{Q_0}{L}=\frac{Q_0}{Q_c-Q_0}=\frac{T_1}{T_2-T_1} \tag{21.11}$$

Ciclul Carnot, format din două transformări izoterme și două transformări adiabatice, are randamentul maxim posibil. Așa cum rezultă din ecuația (21.11), randamentul ciclului Carnot depinde de cele două temperaturi între care lucrează instalația ideală și nu depinde de proprietățile agentului frigorific. Randamentul ciclului Carnot este cu atît mai mare cu cît diferența dintre cele două temperaturi este mai mică.

e) *Capacitatea teoretică* K a instalațiilor frigorifice se definește cu ajutorul randamentului ciclului Carnot; exprimați într-un sistem coerent de unități de măsură ε_0 și K sînt egali și adimensionali. În exprimarea curentă se folosesc încă unități necoerente pentru Q_0 și L, de exemplu:

$$K=36\,000\ \varepsilon_0 \text{ kJ/kWh},$$

$$=\frac{102\cdot 3\,600}{427}\frac{Q_0}{L}=860\ \varepsilon_0 \text{ kcal/kWh}$$

$$=\frac{75\cdot 3\,600}{427}\frac{Q_0}{L}=632{,}3\ \varepsilon_0 \text{ kcal/CPh}$$

f) *Diagrama enthalpică lg, p, h.* Pe lîngă diagrama entropică T, s, în studiul ciclului de răcire se folosește mult și diagrama enthalpică, în coordonate lg p și h, care are avantajul că enthalpiile sînt reprezentate — nu prin suprafețe, ca în diagrama T, s — ci prin lungimi, ușor de măsurat pe diagramă.

Diagrama enthalpică conține următoarele linii (fig. 21.5):

— *curba limită*, formată din curba limită inferioară (curba lichidului la punctul de fierbere, $x=0$) și curba limita superioară (curba vaporilor saturați, $x=1$), ambele racordate în punctul critic, care este și punctul maxim al curbei limită;

— *liniile izobare*, drepte paralele cu axa absciselor h,

— *liniile izoterme:* în interiorul curbei limită (domeniul vaporilor umezi) izotermele sînt drepte orizontale, paralele cu axa absciselor h, în stînga curbei limită (domeniul lichidului) izotermele sînt curbe aproape

verticale (paralele cu axa lg p) iar în dreapta curbei limită (domeniul vaporilor supraîncălziți) izotermele se inclină în jos;

— *liniile izentalpice* sînt drepte, verticale, paralele cu axa lg p;

— *liniile izocore* sînt curbe cu direcția generală de la stînga jos spre dreapta sus;

— *liniile izentropice*, în domeniul vaporilor umezi, sînt drepte înclinate de la stînga-jos spre dreapta-sus, iar în domeniul vaporilor supraîncălziți ele sînt curbe cu înclinarea generală în aceeași direcție;

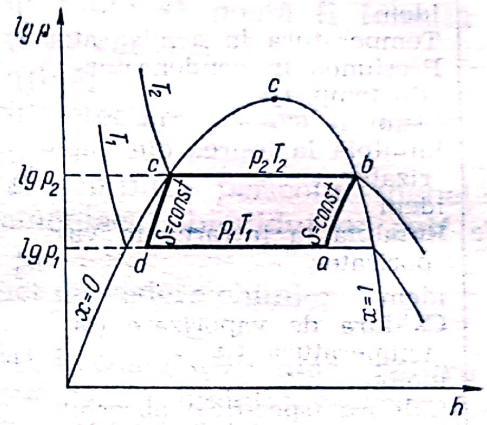


Fig. 21.5. Diagrama enthalpică lg p, h cu un ciclu *Carnot*.

— *liniile de titru constant* (conținut constant de vapori, x=const., în domeniul vaporilor umezi), sînt curbe echidistante între curbele limită inferioară și superioară, resfirîndu-se din punctul critic.

În fig. 21.5 este prezentată schema de principiu a diagramei lg p, h cu un ciclu Carnot.

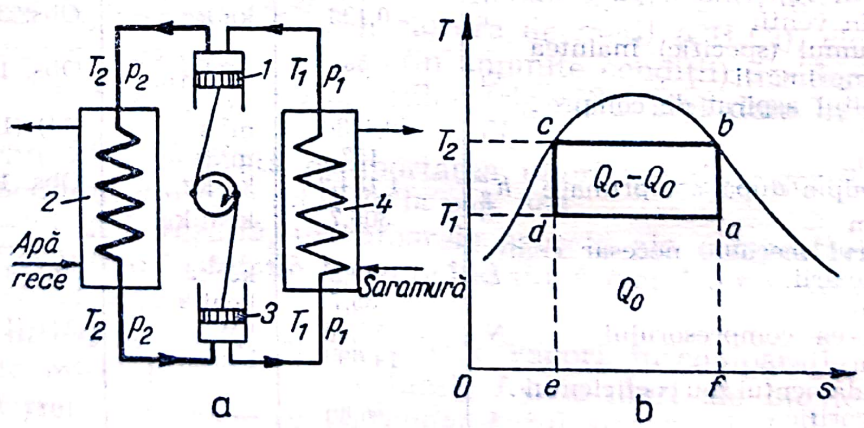


Fig. 21.6. Instalație frigorifică funcționînd după ciclul umed:
a — schema de principiu a instalației; *b* — ciclul umed în diagrama T, s;
1 — compresor; *2* — condensator; *3* — ventil de reglare (de laminare); *4* — vaporizator.

21.1.2.2. **Instalații frigorifice după ciclul umed.** Instalațiile reale care lucrează după ciclul umed, se deosebesc de cele precedente prin înlocuirea detentorului și deci a destinderii adiabatice din fig. 21.4, cu un ventil de destindere (sau regulator de presiune) care produce o destindere izentalpică, după schema din fig. 21.6.

Scanned with OKEN Scanner

Exemplu. Să se calculeze datele tehnologice pentru o instalație frigorifică funcționînd după ciclul umed, în condițiile arătate în rîndurile 1—3 ale următorului tabel.

1	Agentul frigorific		Amoniac		Dat
2	Capacitatea de răcire	Q	116,3	kW	Dată
	idem		100 000	kcal/h	
3	Temperatura în vaporizator	t_1	—10	°C	Dată
4	Presiunea în vaporizator (la temp. t_1)	p_1	$2{,}89 \cdot 10^5$	Pa	Obs. 1
	idem		2,95	kgf/cm²	
5	Temperatura în condensator	t_2	25	°C	Obs. 2
6	Presiunea în condensator (la temp. t_2)	p_2	$10{,}02 \cdot 10^5$	Pa	Obs. 1
	idem		10,22	kgf/cm²	
7	Entalpia la ieșirea din vaporizator	h_1	1 135	kJ/kg	Obs. 1
	idem		271	kcal/kg	
8	Entalpia la intrarea în vaporizator	h_2'	117,7	kJ/kg	Obs. 1
	idem		28,1	kcal/kg	
9	Căldura de vaporizare (la temperatura t_1)	r_1	1 296,7	kJ/kg	Obs. 1
	idem		309,7	kcal/kg	
10	Căldura (specifică) absorbită în vaporizator[1]	Q_0	1 017,0	kJ/kg	(7)—(8)
	idem		242,9	kcal/kg	
11	Debitul agentului frigorific	G	0,1143	kg/s	(2)/(10)
	idem		411,5	kg/h	
12	Entalpia lichidului (la temperatura T_1)	h_1'	—46,0	kJ/kg	Obs. 1
	idem		—11,0	kcal/kg	
13	Titrul vaporilor după trecere prin ventil	x	0,126	kg/kg	Obs. 3
14	Volumul (specific) înaintea comprimării	v_1	0,381	m³/kg	Obs. 1
15	Debitul aspirat de compresor	V_1	0,0436	m³/s	(11)·(14)
	idem		157	m³/h	
16	Entalpia după comprimare	h_2''	1 184,2	kJ/kg	Obs. 1
	idem		306,7	kcal/kg	
17	Lucrul mecanic necesar comprimării	L	149,2	kJ/kg	(16)—(7)
	idem		35,7	kcal/kg	
18	Puterea compresorului	N	17,05	kW	(11)·(17)
	idem		14 690	kcal/h	
19	Randamentul sau coeficientul frigorific	ε	6,80	—	(10)/(17)
20	Temperatura absolută în vaporizator	T_1	26,3	K	(3)+273
21	Temperatura absolută în condensator	T_2	298	K	(5)+273
22	Randamentul ciclului Carnot	ε_0	7,51	—	(20)/(21)—(20)
23	Randamentul față de ciclul Carnot	ε_0	0,905	—	(19)/(22)

[1] Raportat la 1 kg de agent frigorific.

Observații 1) Aceste date se obțin din tabelele lichidului și vaporilor saturați pentru agentul frigorific folosit, sau din diagramele T, s și lg p, h.

Scanned with OKEN Scanner

2) Temperatura din condensator se alege în funcție de temperatura t_r a apei de răcire disponibile; se recomandă o diferență de 10 °C între temperatura t_1 din condensator și temperatura t_r a apei de răcire.

3) Deoarece în domeniul vaporilor umezi, pentru un proces izoterm, există proporționalitate între titlul vaporilor și diferența de entalpie:

$$x = \frac{h'_2 - h'_1}{h''_1 - h'_1} = \frac{28{,}1 - (-10)}{309{,}7} = 0{,}126$$

a) *Agenți frigorifici.* Pentru ca o substanță să poată fi folosită ca agent frigorific trebuie să satisfacă numeroase condiții:

— să fie netoxică, neinflamabilă și ieftină;

— să aibă miros caracteristic pentru detectare ușoară a neetanșeităților instalației;

— să nu conțină apă (umiditate) care implică pericolul înghețării (înfundării instalației) și al coroziunii (amoniacul, bioxidul de sulf sînt corosivi în prezența apei);

— să fie necorosivă și stabilă din punct de vedere chimic;

— să nu fie miscibilă cu uleiul;

— să aibă căldură de vaporizare mare, la instalațiile mari (pentru ca debitul agentului frigorific să fie acceptabil); la instalațiile mici (casnice) se cere ca agentul frigorific să aibă căldură de vaporizare destul de mică pentru ca dimensiunile compresorului să nu fie prea reduse;

— presiunile de vapori la temperaturile impuse în instalație să nu fie prea mari (greutăți de etanșare, aparate cu pereți groși) sau prea mici (pericol de pătrundere a aerului și vaporilor de apă din exterior în instalație).

Se folosesc ca agenți frigorifici: amoniacul, bioxidul de sulf, bioxidul de carbon, freonul (CCl_2F_2), clorura de metil (CH_3Cl), clorura de etil, izobutanul ș.a. care îndeplinesc (în anumite condiții) dezideratele de mai sus. Cîteva proprietăți ale agenților frigorifici sînt date în tabelele 21.5 și 21.6.

În tabelul 21.7 se arată comportarea unor agenți frigorifici, prin repetarea calculului din exemplul de la pag. 368.

Din tabelul 21.7 rezultă, următoarele aspecte ale comportării agenților frigorifici într-o instalație funcționînd după ciclul umed (între temperaturile —10 și +25°C):

— *Amoniacul* are presiuni mijlocii de vapori, în comparație cu presiunile foarte mici ale apei și presiunile foarte mari ale bioxidului de carbon. Căldura de vaporizare și randamentul sînt mari. Debitele gravimetric și volumetric sînt convenabile. Din cauza mirosului puternic (avantajos pentru detectarea neetanșeităților), amoniacul este folosit numai în instalațiile industriale.

— *Apa,* deși prezintă căldură de vaporizare și randamente mari, nu este acceptabilă ca agent frigorific în astfel de instalații din cauza presiunilor foarte mici (intrarea aerului în instalație prin neetanșări) și, mai cu seamă, a debitului volumetric enorm de agent frigorific.

— *Bioxidul de sulf* prezintă presiuni apropiate de presiunea atmosferică: la —10°C presiunea scade sub presiunea atmosferică, cu pericolul intrării umidității din atmosferă în instalație. Căldura de vaporizare

Scanned with OKEN Scanner

Tabelul 21.5

Extras din tabelele lichidului și vaporilor saturați pentru cîteva agenți frigorifici

Temperatura t [°C]	Presiunea p 10^5 Pa [kgf/cm^2]	Volumul specific: lichid v' [dm^3/kg]	Volumul specific: vapori v'' [m^3/kg]	Entalpia: lichid h' [kJ/kg] [kcal/kg]	Entalpia: vapori h'' [kJ/kg] [kcal/kg]	Căldura de vaporizare r [kJ/kg] [kcal/kg]
Amoniac						
—10	2,89 2,95	1,5338	0,4185	— 46,1 — 11,0	1 250 298,7	1 296 309,7
0	4,228 4,379	1,5660	0,2897	0	1 263 301,5	1 263 300,2
+25	10,02 10,225	1,6588	0,1283	117,7 28,1	1 284 306,7	1 166 278,6
Apă						
—10	0,0028 0,0029	1,0018	411,0	—295,2 — 70,5	2 241 536,0	2 536 606,5
0	0,0061 0,0062	1,0002	206,3	0	2 500 597	2 500 597,2
+25	0,0317 0,0323	1,0031	43,41	104,7 25,02	2 546 608,2	2 441 583,2
Bioxid de sulf						
—10	1,02 1,04	0,685	0,330	— 13,14 — 3,14	378,7 90,46	391,8 93,60
0	1,55 1,58	0,697	0,223	0	380,3 90,82	380,3 91,87
+25	3,88 3,96	0,730	0,090	34,96 8,35	377,5 90,17	342,5 81,82
Bioxid de carbon						
10	26,48 26,99	1,019	0,014	— 24,75 — 5,91	273,0 56,60	261,8 62,51
0	34,85 35,54	1,081	0,010	0	235,1 56,13	235,1 56,13
+25	64,31 65,59	1,417	0,042	78,72 18,80	198,2 47,33	119,5 28,53

Scanned with OKEN Scanner

Tabelul 21.6

Proprietățile unor agenți frigorifici

Proprietățile	Amoniac	Clorură de metil	Bioxid de sulf	Freon 12	Unități
Formula chimică	NH_3	CH_3Cl	SO_2	CCl_2F_2	
Miros	înțepător	dulceag	înțepător	inodor	
Inflamabilitatea	neinflamabil	inflamabil	neinflamabil	neinflamabil	
Punctul normal de fierbere	—33,35	—24,09	—10,0	—29,8	°C
Densitatea lichidului[1] ρ_l	682	998	1 460	1 445	kg/m³
Densitatea vaporilor[2] ρ_v	0,771	2,304	2,927	4,96	kg/m³
Punctul de topire	—77,7	—91,5	—75,2	—155	°C
Temperatura critică t_c	132,9	143,12	157,12	155	°C
Presiunea critică p_c	$113{,}1 \cdot 10^5$ 115,3	$66{,}2 \cdot 10^5$ 68,0	$78{,}7 \cdot 10^5$ 80,3	$41{,}6 \cdot 10^5$ 42,4	Pa kgf/cm²
Căldura masică la presiune constantă a vaporilor c_p	2,102 0,5202	1,00 0,24	0,6326 0,1511	0,603 0,144	kJ/(kg·K) kcal/(kg·K)
Căldura masică la volum constant al vaporilor c_v	1,6794 0,4011	0,837 0,20	0,50 0,12	0,532 0,127	kJ/(kg·K) kcal/(kg·K)
Raportul căldurilor masice γ	1,297	1,199	1,256	1,13	—
Căldura de vaporizare la 0°C r	1 264,5 300,2	406,1 97,0	384,88 91,87	154,9 37,0	kJ/kg kcal/kg
Presiunea de vapori la —10°C	$28{,}9 \cdot 10^5$ 2,95	$1{,}75 \cdot 10^5$ 1,785	$1{,}02 \cdot 10^5$ 1,04	$2{,}19 \cdot 10^5$ 2,235	Pa kgf/cm²
Presiunea de vapori la 30°C	$11{,}6 \cdot 10^5$ 11,8	$6{,}60 \cdot 10^5$ 6,72	$4{,}55 \cdot 10^5$ 4,635	$7{,}42 \cdot 10^5$ 7,57	Pa kgf/cm²

[1] La punctul normal de fierbere; pentru freon la 6°C.
[2] În condiții normale, afară de freon.

Scanned with OKEN Scanner

Comportarea unor agenți frigorifici, într-o instalație frigorifică (în ciclul umed)

Agentul frigorific	NH_3	H_2O	SO_2	CO_2	
1	2	3	4	5	6
Capacitatea de răcire a instalației Q	116,3 100 000				kW kcal/h
Temperatura în vaporizator t_1	—10				°C
Presiunea în vaporizator (la temperatura t_1) p_1	$2{,}89 \cdot 10^5$ 2,95	$0{,}0028 \cdot 10^5$ 0,0029	$1{,}02 \cdot 10^5$ 1,04	$26{,}5 \cdot 10^5$ 27,0	Pa kgf/cm²
Temperatura în condensator t_2	+25				°C
Presiunea în condensator (la temperatura t_2) p_2	$10{,}02 \cdot 10^5$ 10,22	$0{,}0315 \cdot 10^5$ 0,032	$3{,}88 \cdot 10^5$ 3,96	$6{,}4 \cdot 10^5$ 65,6	Pa kgf/cm²
Entalpia, la ieșirea din vaporizator h_1	1 135 271	2 240 536	332,5 79,57	173,7 41,6	kJ/kg kcal/kg
Entalpia, la intrare în vaporizator h_1'	117,7 28,1	104,5 25,0	34,9 8,35	78,7 18,8	kJ/kg kcal/kg
Căldura de vaporizare (la temperatura t_1) r_1	1 297 309,7	2 533 606,5	391 93,60	261 62,51	kJ/kg kcal/kg
Căldura (specifică) admisibilă în vaporizator[1] Q_0	1 017 242,9	2 135 511,0	297,5 71,22	95,3 22,8	kJ/kg kcal/kg
Debitul agentului frigorific G	0,1143 411,5	0,0544 196	0,3903 1 405	1,220 4 390	kg/s kg/h
Entalpia lichidului (la temperatura t_1) h_1'	—46,1 —11,0	—294,5 70,5	—13,13 — 3,14	—24,7 — 5,91	kJ/kg kcal/kg
Titrul vaporilor după ventil x	0,126	0,157	0,123	0,395	kg/kg
Volumul specific înaintea comprimării v_1	0,381	411,0	0,291	0,011	m³/kg
Debitul aspirat de compresor V_1	0,0436 157	22,35 80 500	0,1136 409	0,1342 48,3	m³/s m³/h

[1] Raportat la 1 kg de agent frigorific

Scanned with OKEN Scanner

Tabelul 21.7 (continuare)

1		2	3	4	5	6
Entalpia după comprimare	h_2''	1 284 306,7	2 575 608,2	376,5 90,17	197,7 47,33	J/kg kcal/kg
Lucrul mecanic pentru comprimare	L	149,5 35,7	317 72,2	44,3 10,6	24,9 5,73	kJ/kg kcal/kg
Puterea compresorului	N	17,05 14 690	16,0 13 750	17,4 15 050	29,6 25 440	kW kcal/h
Randamentul sau coeficientul frigorific	ε	6,80	7,24	6,72	3,97	—
Temperatura absolută în vaporizator	T_1	263				K
Temperatura absolută în condensator	T_2	298				K
Randamentul ciclului Carnot	ε_0	7,52				—
Randamentul față de ciclul Carnot	ε_c	0,905	0,96	0,89	0,528	—

relativ mică impune debite mari de agent frigorific. Este indicat pentru instalații menajere mici.

— *Bioxidul de carbon,* deși are randament scăzut și presiuni mari, este avantajos prin debitul volumetric mult mai mic decît la ceilalți agenți frigorifici din tabelul 21.7.

21.1.2.3. **Instalații frigorifice după ciclul uscat.** În instalațiile frigorifice funcționînd după ciclul umed compresorul aspiră vapori umezi, cu conținut destul de mare de agent frigorific lichid. Prin vaporizarea lichidului în interiorul compresorului, randamentul de utilizare și deci capacitatea compresorului scad; prezența lichidului influențează în mod dăunător și funcționarea supapelor de aspirație. Din aceste cauze se preferă înlocuirea ciclului umed prin ciclul uscat.

În ciclul uscat, compresorul aspiră vaporii saturați sau puțin supraîncălziți. În schema din fig. 21.7, înainte de a intra în compresor, vaporii trec printr-un separator (de lichid); din separator, lichidul revine în conducta de intrare în vaporizator — ceea ce este posibil prin densitatea mare a lichidului și prin înălțimea relativ mare a conductei cu lichid — iar vaporii intră în compresor.

Exemplu. Să se calculeze, pentru ciclul uscat, instalație din exemplul de la pag. 22.

1	Agentul frigorific		SO_2		Dat
2	Capacitatea de răcire a instalației	Q	116,3	kW	Dată

Scanned with OKEN Scanner

	idem		100 000	kcal/h	
3	Temperatura în vaporizator	t_1	—10	°C	Dată
4	Presiunea în vaporizator (la temperatura t_1)	p_1	$1{,}02 \cdot 10^5$	Pa	Obs. 1
	idem		1,04	kgf/cm^2	
5	Temperatura în condensator	t_2	25	°C	Obs. 2
6	Presiunea în condensator (la temperatura t_2)	p_2	$3{,}88 \cdot 10^5$	Pa	Obs. 1
	idem		3,96	kgf/cm^2	
7	Entalpia la intrarea în compresor	h_1''	378,8	kJ/kg	Obs. 1
	idem		90,46	kcal/kg	
8	Entalpia la intrare în vaporizator	h_2'	34,9	kJ/kg	Obs. 1
	idem		8,35	kcal/kg	
9	Căldura de vaporizare (la temperatura t_1)	r_1	391	kJ/kg	Obs. 1
	idem		93,6	kcal/kg	
10	Căldura absorbită în vaporizator[1]	Q_0	343,9	kJ/kg	(7)—(8)
	idem		82,11	kcal/kg	
11	Debitul agentului frigorific	G	0,339	kg/s	(2)/(10)
	idem		1 220	kgf/h	
12	Entalpia lichidului (la temperatura t_1)	h_1'	—13,13	kJ/kg	Obs. 1
	idem		—3,14	kcal/kg	
13	Titrul vaporilor după trecere prin ventil	x	0,123	kg/kg	Obs. 3
14	Volum (specific) înaintea comprimării[1]	v_1	0,33	m^3/kg	Obs. 1
15	Debit aspirat de compresor	V_1	0,1117	m^3/s	(11)·(14)
	idem		402	m^3/h	
16	Entalpia după comprimare	h_2''	434,06	kJ/kg	Obs. 1
	idem		103,67	kcal/kg	
17	Lucrul mecanic pentru comprimare	L	55,31	kJ/kg	(16)—(17)
	idem		13,21	kcal/kg	
18	Puterea compresorului	N	18,8	kW	(11)·(17)
	idem		16,2	kcal/h	
19	Randamentul sau coeficientul frigorific		6,21	—	(10)·(17)
20	Temperatura absolută în vaporizator	T_1	263	K	(3)+(273)
21	Temperatura absolută în condensator	T_2	298	K	(5)+(273)
22	Randamentul ciclului Carnot	ε_0	7,52	—	(20)/(21)—(20)
23	Randamentul față de ciclul Carnot	ε_c	0,825	—	(19)/(22)

[1] Raportat la 1 kg de agent frigorific.

Observațiile sînt identice cu cele ale exemplului de la pag. 22.

Comparînd valorile randamentului ε (rîndul 19) din tabelul de mai sus și cele din tabelul 21.7, se vede că randamentul ciclului este inferior

celui pentru ciclul umed. Acest dezavantaj este compensat de funcționarea mai regulată și cu randament mai bun al compresorului.

21.1.2.4. **Instalații frigorifice cu subrăcire.** În timpul destinderii prin ventilul de reglare (de laminare), o parte din agentul frigorific lichid se vaporizează; fracția vaporizată este egală cu titlul punctului x care se

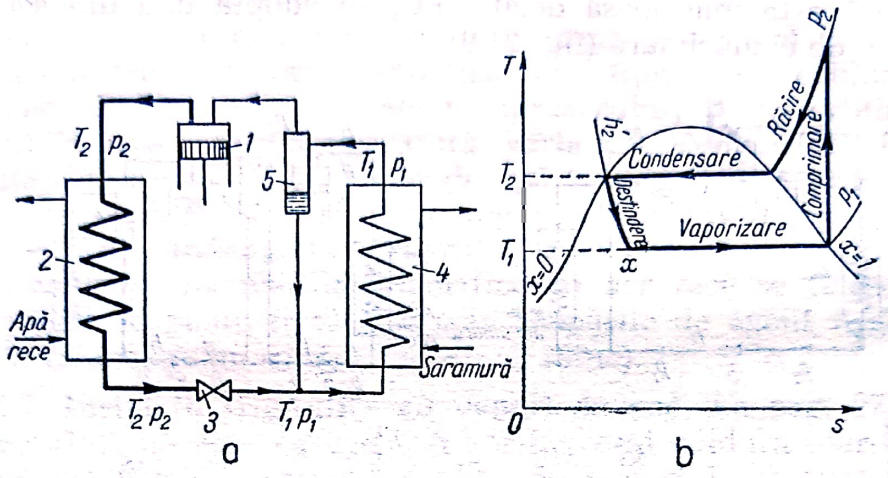


Fig. 21.7. Instalație frigorifică funcționînd după ciclul uscat:
a — schema de principiu a instalației; *b* — ciclul uscat în diagrama *T*, *s*;
1 — compresor; *2* — condensator; *3* — ventil de reglare; (de laminare); *4* — vaporizator; *5* — separator de lichid.

citește pe diagramele din fig. 21.6 și 21.7 și reprezintă aproximativ 8—15%. Prin micșorarea cantității de lichid la intrarea în vaporizator, se micșorează capacitatea frigorifică a vaporizatorului și deci a întregii instalații.

Cînd lichidul (apa) de răcire din condensator este disponibil la temperaturi destul de joase, este posibil ca agentul frigorific să nu fie numai condensat dar și răcit (subrăcit) cu cîteva grade sub temperatura

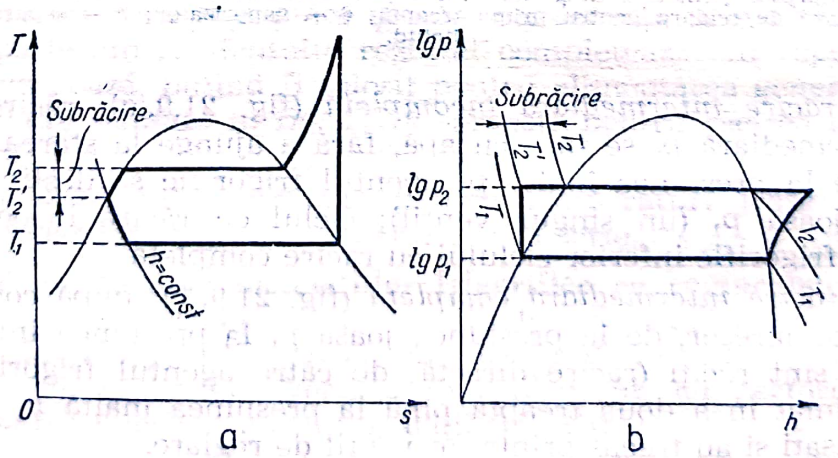


Fig. 21.8. Ciclul uscat cu subrăcire:
a — diagrama *T*, *s*; *b* — diagrama lg *p*, *h*.

de condensare (de saturație), la presiunea p_1. Prin aceasta rezultă și o deplasare spre stînga a punctului x, adică o micșorare a titrului și deci o îmbunătățire a capacității frigorifice a instalației. În fig. 21.8, sînt

Scanned with OKEN Scanner

date diagramele T, s și $\lg p$, h pentru ciclul uscat în care s-a introdus subrăcirea.

21.1.2.5. **Instalații frigorifice cu comprimare în două trepte.** Raportul de comprimare dintre presiunea înaltă și cea joasă crește cu scăderea temperaturii în vaporizator (micșorarea presiunii joase). Cînd această temperatură este mai joasă decît 25°C, se adoptă una din schemele cu două trepte de comprimare (fig. 21.9).

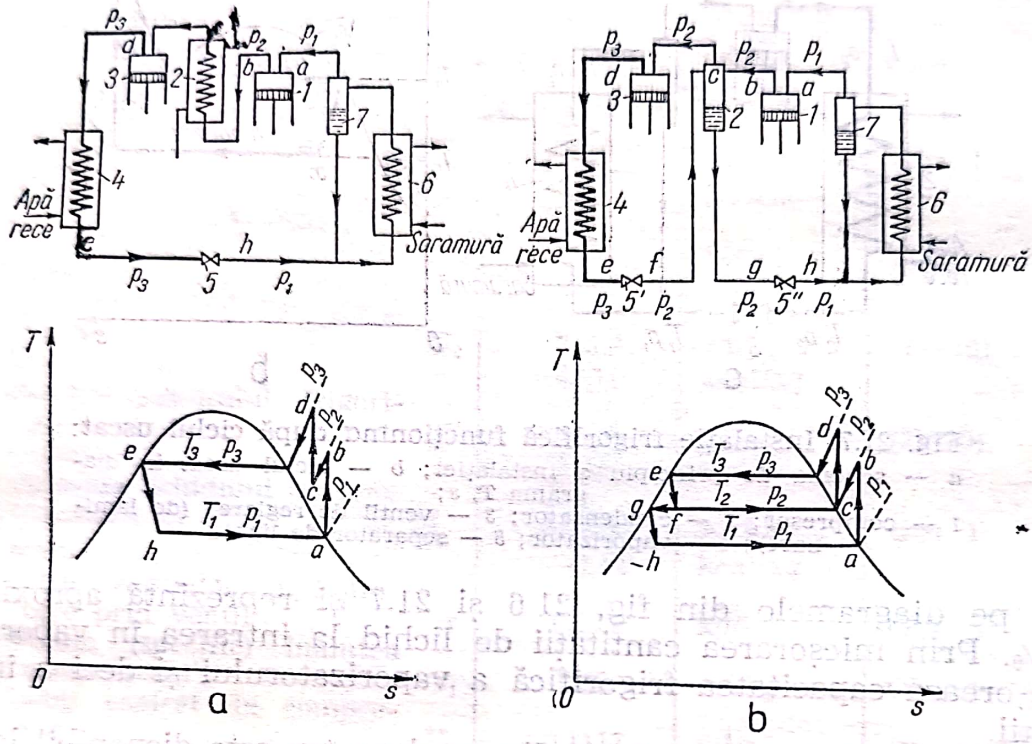


Fig. 21.9. Instalații frigorifice cu două trepte de comprimare:
a — cu răcire incompletă; *b* — cu răcire completă; *1* — compresor pentru prima treaptă; *2* — răcitor (indirect) cu apă; *2'* — răcitor (indirect) cu agent frigorific; *3* — compresor pentru a doua treaptă; *4* — condensator; *5* — ventil de reglare; *5'* — ventil de reglare pentru prima treaptă; *6* — vaporizator; *7* — separator de lichid.

a) *Cu răcire intermediară incompletă* (fig. 21.9, *a*); răcirea la presiunea intermediară p_2 se face cu apă, fără a ajunge la starea de vapori saturați; de la presiunea înaltă p_3 agentul frigorific se destinde pînă la presiunea joasă p_1 (un singur ventil); ciclul cu răcire incompletă are randament frigorific inferior ciclului cu răcire completă.

b) *Cu răcire intermediară completă* (fig. 21.9, *b*); după comprimarea în primul compresor, de la presiunea joasă p_1 la presiunea intermediară p_2, vaporii sînt răciți (răcire directă) de către agentul frigorific care a fost comprimat în a doua treaptă pînă la presiunea înaltă p_3 și apoi au fost condensați și au trecut printr-un ventil de reglare.

21.1.2.6. **Instalații frigorifice cu aer.** În aceste instalații, agentul frigorific (aerul) se menține în stare gazoasă în tot lungul ciclului; ciclul are patru faze:

— comprimarea aerului aspirat din camera de răcire;
— răcirea aerului comprimat, cu apă de răcire;

— expandarea aerului răcit, într-un detentor (cu producere de lucru mecanic), prin care se recuperează o parte din lucrul mecanic consumat de compresor;

— încălzirea aerului, cu absorbție de căldură din camera de răcire; aerul trece prin întreaga cameră (răcire directă) sau prin serpentine montate în camera de răcire (răcire indirectă).

Instalațiile cu aer rece au numeroase dezavantaje: a) debitul foarte mare de agent frigorific (aer) prin instalație (din cauza căldurii masice mici) și deci dimensiuni mari ale compresorului; b) absorbția de căldură sensibilă (răcire la temperatură variabilă a agentului frigorific); c) posibilități de intrare a vaporilor de apă (umiditatea din aer) în instalație și — ca urmare — pericol de înghețare a apei și de înfundare a conductelor și d) randamentul frigorific scăzut ($\varepsilon=0{,}8 \ldots 1{,}1$). Cu toate aceste dezavantaje, instalațiile frigorifice cu aer rece se folosesc atunci cînd atmosfera nu poate fi viciată prin scăpările de agent frigorifer din instalație (avioane, submarine, adăposturi, mine).

21.1.2.7. **Instalații frigorifice cu vapori de apă.** La pag. 272, au fost arătate proprietățile apei ca agent frigorific; deși căldura mare de vaporizare este avantajoasă, presiunea mică de vapori la temperaturi joase are drept consecință debite de volum enorme și greutăți mari de etanșare, care fac ca apa să nu fie folosite ca agent frigorific în instalațiile cu compresor, obișnuite.

Au fost însă construite instalații cu apă, pentru capacități frigorifice mari, la temperaturi nu prea scăzute, avantajoase cînd se dispune de abur ieftin la presiuni de $1 \cdot 10^5$—$3 \cdot 10^5$ Pa (1—3 kgf/cm^2) și de multă apă de răcire (între 0,3 și 0,5 m^3/1 000 kcal).

În fig. 21.10 este reprezentată schița unei instalații frigorifice cu vapori de apă. Compresorul este înlocuit cu un injector care absoarbe vaporii de apă din vaporizator; la trecerea prin difuzorul injectorului, vaporii absorbiți — amestecați cu aburul care acționează injectorul — sînt aduși la presiune mai mare și apoi condensați, prin răcire indirectă cu apă; o parte din condensatul rezultat completează din vaporizator, iar restul se evacuează, putînd fi folosit pentru alimentarea generatorului de abur. Instalația schițată în fig. 21.10 servește pentru răcirea unui circuit de saramură.

Pentru instalațiile mari sau pentru temperaturi joase se folosesc mai multe injectoare montate în paralel și în serie.

21.1.2.8. **Elementele instalațiilor frigorifice cu comprimare.** a) *Compresoare.* Se folosesc compresoare cu cilindri orizontali (pentru capacități mari), cu cilindri verticali sau cu cilindri în V. În cap. 11.4.5 (vol. I) a fost descris un compresor vertical în echicurent, cu performanțe convenabile pentru folosirea lui în instalații frigorifice.

b) *Condensatoare.* Vaporii de agenți frigorifici, comprimați de compresorul instalației, sînt condensați prin răcire indirectă cu apă (rar cu alt lichid) de răcire.

Se folosesc următoarele tipuri de condensatoare de suprafață:

— condensatoare cu una sau mai multe serpentine afundate, cu sau fără agitarea apei din jurul serpentinelor;

Scanned with OKEN Scanner

— condensatoare cu țevi coaxiale (asemănătoare cu schimbătoarele de căldură din fig. 20.2), funcționînd în contracurent; sînt caracterizate prin subrăcire importantă a agentului frigorific;

— condensatoare tubulare (fig. 20.3), apa de răcire circulă prin țevi;

— condensatoare cu stropire sau în cascadă, formate din serpentine plane, verticale, pe care se stropește apa dintr-un jgheab superior;

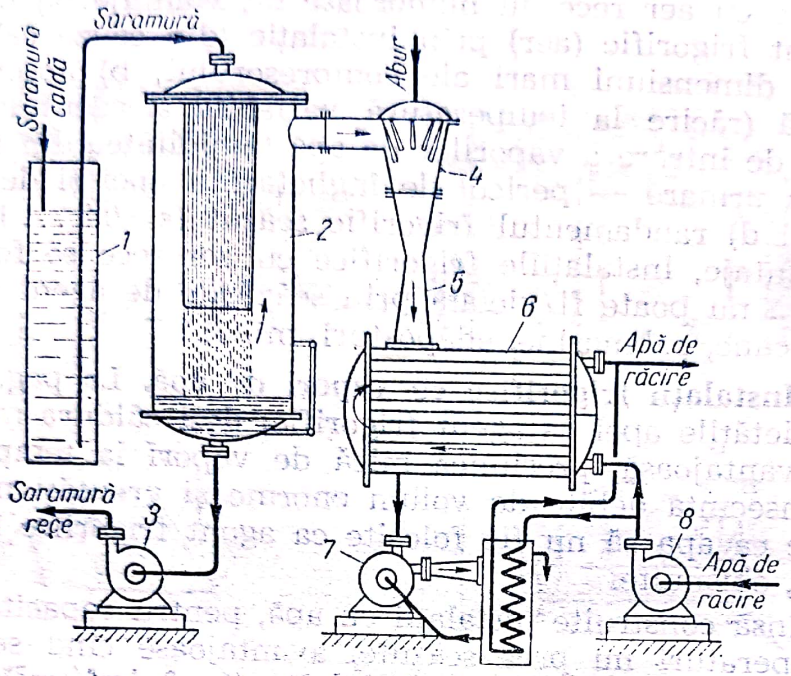


Fig. 21.10. Instalație frigorifică cu vapori de apă:
1 — rezervor tampon pentru saramură; *2* — vaporizator în care saramura curge în formă de ploaie; *3* — pompe pentru saramură rece; *4* — injector; *5* — difuzorul injectorului; *6* — condensator; *7* — pompă (umedă) pentru evacuarea condensatului și gazelor necondensabile din condensator; *8* — pompă pentru apa de răcire.

răcirea se face mai mult prin vaporizarea unei părți din apa stropită, restul apei se adună în jgheabul colector de jos și este recirculată, aceste condensatoare se așază în locuri expuse vîntului (în locuri deschise, pe acoperișul clădirilor); pentru ca aglomerarea de condensat, în interiorul țevilor, împiedică răcirea, condensatul este evacuat din mai multe puncte ale serpentinei;

— condensatoare răcite cu aer prin convecție naturală sau forțată, cu ventilatoare care dirijează aerul perpendicular pe țevile (cu aripioare) ale condensatorului.

c) *Vaporizatoare.* După trecerea prin ventilul de destindere (de laminare), agentul frigorific trece în vaporizator, unde se vaporizează, absorbind căldura din mediul ambiant pe care îl răcește.

Se numește *răcire directă* cînd vaporizatorul se găsește afundat în mediul care trebuie răcit (de exemplu, răcirea aerului dintr-o încăpere prin montarea vaporizatorului în această încăpere) și *răcirea indirectă* cînd vaporizatorul se găsește într-un purtător de căldură intermediar (apă, saramură) care circulă între vaporizator și mediul care trebuie răcit.

Tabelul 21.8

Date pentru calculul instalațiilor frigorifice

Compresoare			
Randamentul frigorific[1]	ε		
— în instalațiile mici, cu compresor		3—4	—
— în instalațiile mari, cu compresor		4—5	
Condensatoare			
Coeficientul total de transfer termic	k		
— în condensatoare cu serpentină și agitator		175—230	W/(m²·K)
— în condensatoare cu țevi coaxiale, contracurent		700—1 050	W/(m²·K)
— în condensatoare tubulare		750—870	W/(m²·K)
— în condensatoare cu stropire de apă		290—700	W/(m²·K)
— idem, cu circulație forțată (ventilator) a aerului		350—700	W/(m²·K)
— în condensatoare răcite cu aer:			
— circulație forțată a aerului (1—3 m/s)		35	W/(m²·K)
— convenție naturală a aerului		3,5—4,6	W/(m²·K)
Încălzirea apei de răcire în condensator		8—10	K
Diferență de temperatură între agentul frigorific și apă		10—15	K
Vaporizatoare			
Coeficientul total de transfer termic	k		
— în răcitoare directe:			
— cu țevi netede, fără ventilator		14—19[2]	W/(m²·K)
— cu țevi netede cu ventilator		19—23[2]	W/(m²·K)
— cu țevi cu aripioare, fără ventilator		6—8[2]	W/(m²·K)
— cu țevi cu aripioare, cu ventilator		9,5—13[2]	W/(m²·K)
— în răcitoare indirecte (răcitoare de saramură):			
— cu serpentină simplă, afundată, fără agitator		58—87	W/(m²·K)
— cu serpentină afundată, cu agitator		230—350	W/(m²·K)
— tubular orizontal		350—400	W/(m²·K)
— tubular, vertical		400—600	W/(m²·K)
— cu țevi verticale (fig. 21.11)		600—700	W/(m²·K)
Diferența dintre temperatura agentului frigorific și saramură		aprox. 5	K
Diferența dintre temperatura saramurii și a spațiului de răcit		aprox. 5	K

[1] Aceste cifre înmulțite cu 860 arată frigul produs (kcal/h) cu un consum de un kW în compresor.

[2] Se aleg valorile mici sau mari, după cum temperatura camerei este mai mică sau mai mare decît 0°C.

Răcirea indirectă are avantajul posibilității de a răci unul sau mai multe locuri sau aparate din fabrică, prin ramificații ale circuitului de saramură și de a mări inerția sistemului de răcire, mărind capacitatea rezervorului de saramură (continuarea răcirii după oprirea compresorului, de exemplu în timpul nopții); cantitatea de agent frigorific necesară pentru umplerea instalației este mai mică decît la instalațiile cu răcire directă.

Pentru răcirea directă, vaporizatoarele sînt schimbătoare de căldură cu serpentine afundate în saramură sau schimbătoare de căldură tubulare. Un vaporizator răspîndit este schițat în fig. 21.11 în bazinul de saramură, împărțit longitudinal în două compartimente, sînt afundate

Scanned with OKEN Scanner

parțial două răcitoare formate din țevi paralele subțiri (38 sau 57 mm), sudate la două țevi colectoare de diametru mai mare, prin care circulă agentul frigorific; un agitator cu elice asigură circulația și agitarea saramurii în interiorul bazinului. Circulația saramurii în circuitul de răcire (bazin — locurile de răcire — bazin) se face cu pompe.

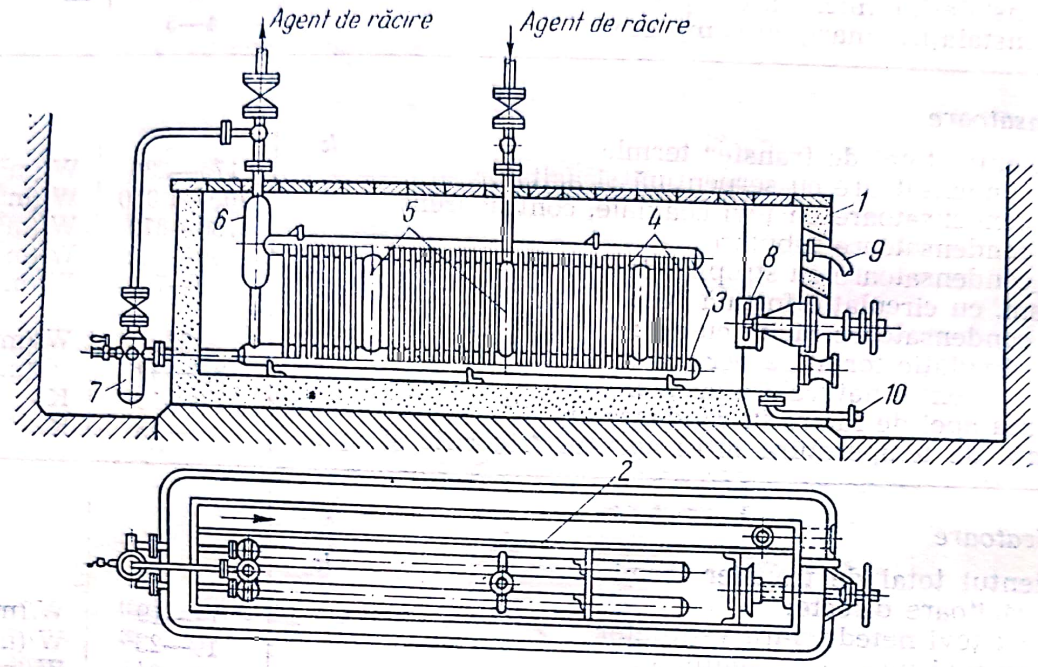


Fig. 21.11. Vaporizator cu țevi verticale:
1 — bazin; *2* — perete despărțitor longitudinal; *3* — colectoare; *4* — țevi verticale subțiri; *5* — țevi verticale mai groase; *6* — separatoare de lichid; *7* — separator de ulei; *8* — agitator cu elice; *9* — preaplin pentru saramură; *10* — conducta pentru evacuarea săramurii.

Ca saramură se folosesc soluții de clorură de sodiu, clorură de calciu sau clorură de magneziu, a căror concentrație se stabilește astfel încît punctul de încălzire a soluției să fie cu 5—10 K inferior temperaturii minime din circuitul saramurii. Eventualele diluări ale saramurii prin neetanșările instalațiilor ridică temperatura de înghețare, cu pericolul înghețării saramurii și astupării conductelor.

Saramura trebuie să fie curată, în special lipsită de materii în suspensie și de sulfat de sodiu (care formează dopuri rele conducătoare de căldură). Pentru prevenirea coroziunii, saramura se alcalinizează cu carbonat de sodiu sau se adaugă substanțe inhibitoare de coroziune; izolarea față de aer reduce acțiunea corosivă a saramurii asupra instalației.

d) *Ventilele de reglare.* Pentru destinderea (laminarea) agentului frigorific de la presiunea înaltă din condensator la presiunea joasă din vaporizator, se folosesc ventile de reglare. Deschiderea ventilului se reglează automat cu un plutitor — fie în lichidul din condensator (plutitor de presiune înaltă), fie în lichidul din vaporizator (plutitor de presiune joasă) sau printr-un regulator de temperatură (valvă termostatică) care menține o diferență de temperatură (aproximativ 5 K) între temperatura agentului frigorific la ieșirea și la intrarea în vaporizator.

Scanned with OKEN Scanner

e) *Aparate anexe.* În afară de elementele principale, arătate mai înainte, instalațiile frigorifere sînt echipate cu: separator de ulei, separator de lichid, rezervor de amoniac, aparate de măsurare etc.

În tabelul 21.8 sînt indicate cîteva date pentru evaluarea unor mărimi care intervin în construcția și funcționarea instalațiilor frigorifice.

21.1.3. Instalații frigorifice cu absorbție

Instalațiile frigorifice cu comprimare consumă energie pentru acționarea compresorului, adică pentru aducerea agentului frigorific de la presiune mică la o presiune mare, echivalînd cu ridicarea concentrației agentului frigorific. Același efect se obține concentrînd agentul frigorific prin dizolvarea (absorbția) lui într-un lichid corespunzător. În locul consumului de energie mecanică (în compresor), se consumă energia calorică pentru desorbția agentului frigorific din soluție. Instalațiile cu absorbție mai sînt avantajoase cînd trebuie să se realizeze temperaturi coborîte pentru care instalațiile cu compresoare se construiesc în două trepte (v. 21.1.2.5).

21.1.3.1. **Instalații frigorifice cu absorbție, cu pompă.** Majoritatea instalațiilor cu absorbție folosesc amoniacul ca agent frigorific și apa ca absorbant.

Principiul de funcționare a unei instalații frigorifice de acest fel rezultă din schema din fig. 21.12, care trebuie comparată cu schema instalației frigorifice cu comprimare din fig. 21.6. Ambele scheme au comun circuitul agentului frigorific cu: condensatorul, ventilul de reglare și vaporizatorul, deosebirea principală dintre aceste două scheme constă din înlocuirea compresorului cu circuitul soluției. Acest circuit îndeplinește rolul compresorului de a trece agentul frigorific de la presiune (concentrație) joasă la presiune (concentrație) înaltă: amoniacul, ieșit din vaporizator în stare de vapori la presiune joasă, intră într-un absorber răcit cu apă, unde se dizolvă într-o soluție diluată de amoniac, soluția concentrată de amoniac, ieșită din absorber, este împinsă de o pompă de lichid, care îi ridică presiunea într-un fierbător (rectificator) încălzit cu abur, cu gaze combustibile sau electric; prin încălzire, amoniacul este desorbit la presiune înaltă; după desorbție, soluția diluată de amoniac trece printr-un ventil (reducător de presiune), în absorber; imediat după ieșirea din fierbător, soluția diluată caldă este răcită de soluția concentrată rece, într-un schimbător de căldură.

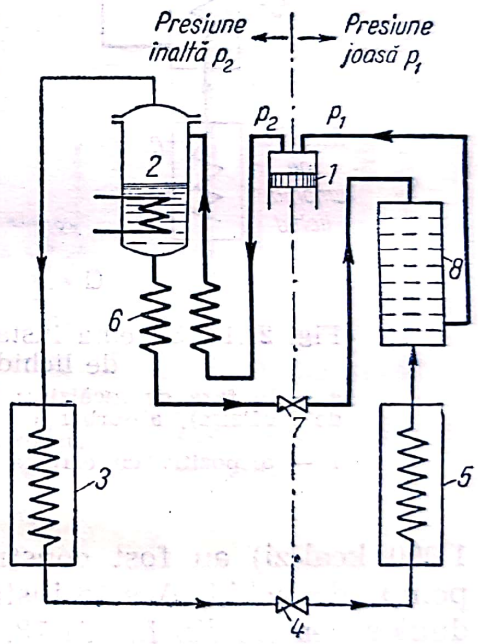


Fig. 21.12. Schema instalației frigorifice cu absorbție:
1 — pompă pentru soluție; 2 — fierbător; 3 — condensator; 4 — ventil de reglare pentru amoniac; 5 — vaporizator; 6 — schimbător de căldură; 7 — ventil de reglare pentru soluție; 8 — absorber.

Scanned with OKEN Scanner

Energia necesară pentru acționarea pompei de lichid, în aceste instalații cu absorbție, este de 10—15 ori mai mică decît cea necesară pentru acționarea compresorului într-o instalație echivalentă cu comprimare. Randamentul sau coeficientul frigorific întrece valoarea 25, față de 3—5 în instalațiile cu compresor. Restul energiei trebuie furnizat instalației ca energie calorică pentru încălzirea fierbătorului.

21.1.3.2. **Instalații frigorifice cu absorbție, fără pompă.** Pentru unități mici (casnice) cu capacitate de 2 500—4 000 kJ/zi (aproximativ 600—

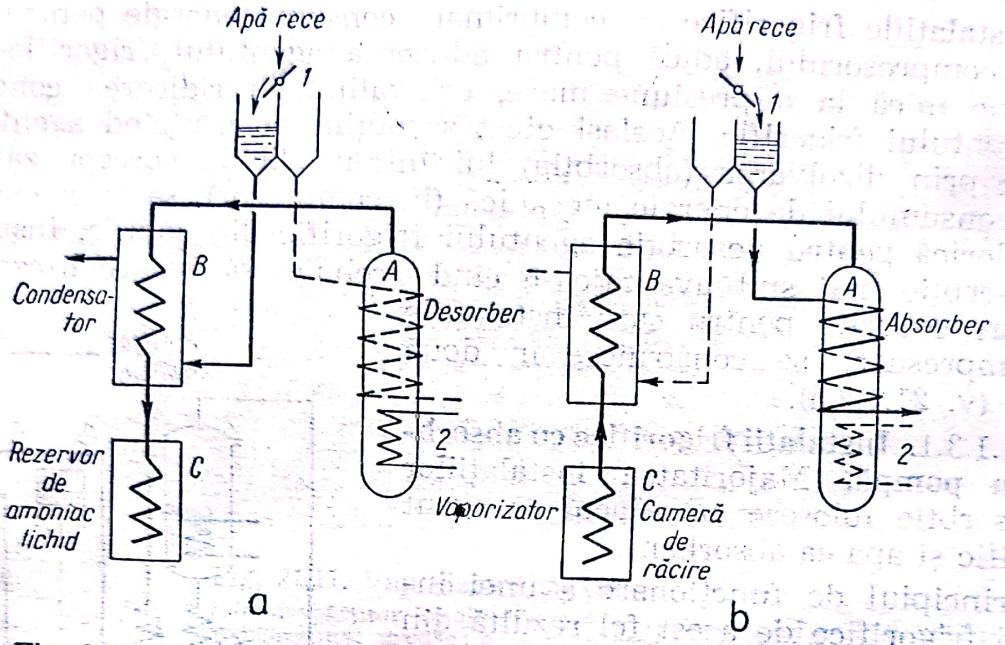


Fig. 21.13. Schema instalației frigorifice cu absorbție, fără pompă de lichid, discontinuu, în două faze;
a — în faza de încălzire; *b* — în faza de răcire; *A* — fierbător (în faza de încălzire), absorber (în faza de răcire); *B* — condensator (în faza de încălzire); *C* — camera de răcire;
1 — dispozitiv cu clapetă pentru dirijarea apei de răcire; *2* — încălzire electrică.

1 000 kcal/zi) au fost construite instalații frigorifice cu absorbție, fără pompă de lichid. Aceste instalații funcționează discontinuu, în două faze, după schemele din fig. 21.13.

În prima fază (de încălzire), soluția de amoniac din vasul *A*, care are rolul de fierbător, este încălzită cu curent electric; amoniacul este condensat prin răcire cu apă în serpentina din vasul *B*, care are rolul de condensator, și se adună, în stare lichidă, în serpentina din camera de răcire *C*.

În a doua fază (de răcire), amoniacul lichid se vaporizează răcind camera *C*, trece prin serpentina din *B* și se dizolvă în apa rămasă în vasul *A* care este acum răcit cu apă și care, în această fază, funcționează ca absorber.

Trecerea de la o fază la alta se face cu un dispozitiv automat, care acționează asupra clapetei de dirijare a apei la răcire și asupra încălzirii din *A*; în faza de încălzire clapeta dirijează apa de răcire spre *B* și conectează rezistența de încălzire din *A*; în faza de răcire, automatul întrerupe

încălzirea și dirijează apa de răcire către *A*. Faza de încălzire durează 1—2 h iar cea de răcire 9—10 h.

Se consumă (aproximativ 1 000 kJ pentru 200—300 kJ absorbiți în camera de răcire. Încălzirea electrică poate fi înlocuită prin încălzire cu gaz.

21.1.3.3. **Instalații frigorifice cu absorbție, continue, fără elemente mobile.** În figura 21.14 este reprezentată schema unei instalații frigorifice cu funcționare continuă, fără elemente mobile (pompă, clapete, ventile, automate). Necesitatea ca agentul frigorific să se găsească la două presiuni în instalația fără ventile a fost satisfăcută ingenios, menținînd presiunea (totală) constantă în întreaga instalație, dar reducînd într-o parte a instalației presiunea parțială a agentului frigorific prin suprapunerea unui circuit de gaz inert (hidrogen).

Din fierbătorul încălzit cu gaz (sau electric), vaporii de amoniac sînt condensați prin răcire cu apă; amoniacul lichid curge prin talerele vaporizatorului în care intră și un curent de hidrogen; vaporizarea se produce la temperatură redusă corespunzătoare presiunii reduse a amoniacului în amestecul amoniac-hidrogen. Amestecul gazos ajunge în absorberul răcit (indirect) cu apă, unde amoniacul se dizolvă în soluția diluată de amoniac care vine din partea inferioară a fierbătorului; hidrogenul separat în absorber trece în vaporizator, iar soluția concentrată de amoniac intră, printr-un preîncălzitor, în fierbător. Circulația fluidelor prin instalație este asigurată prin diferența dintre densitatea mică a soluției de amoniac în fierbere, din conducta ascendentă dinaintea intrării în fierbător, și a densității mai mari a soluției de amoniac din conducta verticală descendentă la ieșirea din absorber.

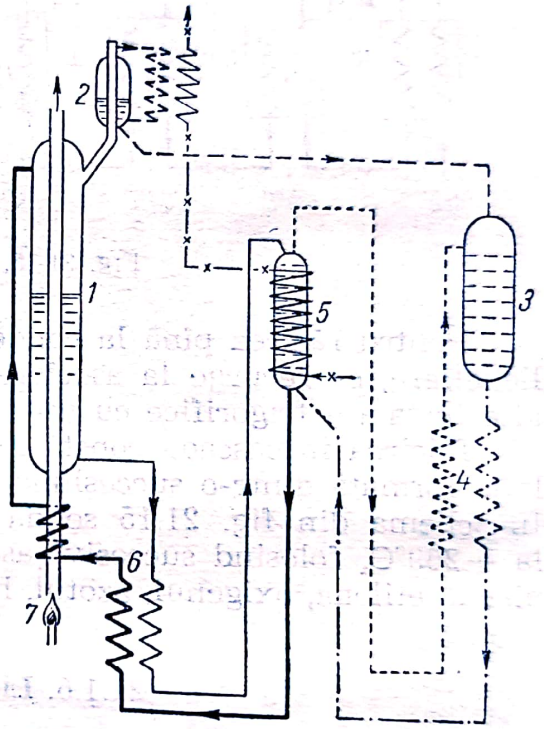


Fig. 21.14. Schema instalației frigorifice cu absorbție, continuă, fără elemente mobile:
1 — fierbător; 2 — condensator răcit cu apa; 3 — vaporizator; 4 — schimbător de căldură între hidrogen și amestecul amoniac + hidrogen; 5 — absorber; 6 — schimbător de căldură între soluția concentrată și soluția diluată de amoniac; 7 — flacără.

21.1.4. Instalații frigorifice cu adsorbție

Aceste instalații funcționează după schema din fig. 21.13, în care se înlocuiește agentul frigorific — amoniacul — cu bioxidul de sulf, și absorbantul — apa — cu un adsorbant — gelul de silice. Se poate atinge —40°C. Astfel de instalații se utilizează la răcirea vagoanelor frigorifice.

21.1.5. Instalații frigorifice cu răcire în cascadă

Temperatura minimă pe care o poate atinge o instalație frigorifică depinde de natura agentului frigorific, de posibilitatea de a răci agentul frigorific pînă la condensare și de raportul presiunilor din condensator și vaporizator.

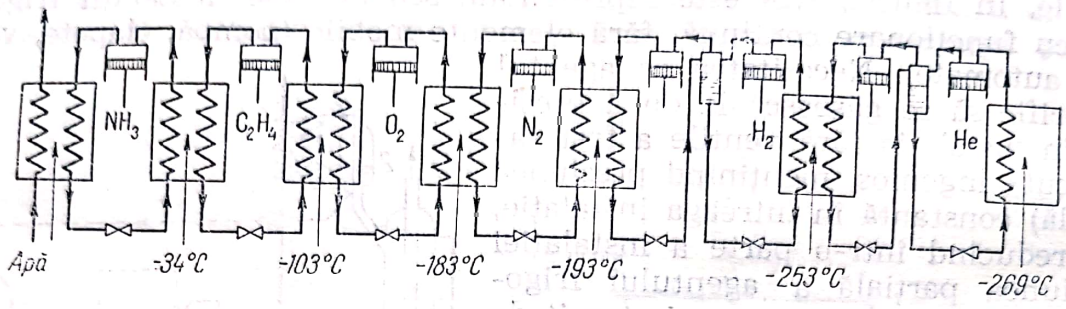


Fig. 21.15. Răcirea în cascadă.

Pentru răcirea pînă la condensare a substanțelor cu punct scăzut de lichefiere, se recurge la asocierea condensatorului cu vaporizatorul unei alte instalații frigorifice cu un agent frigorific convenabil ales.

Răcirea în cascadă constă în repetarea acestui procedeu într-o instalație formată dintr-o succesiune de instalații cu diferiți agenți frigorifici. În schema din fig. 21.15 se dă un exemplu de răcire în cascadă pînă la —269°C, folosind succesiv șase agenți frigorifici (șase instalații): amoniacul, etilena, oxigenul, azotul, hidrogenul și heliul.

21.1.6. Lichefierea gazelor

Tehnica modernă folosește din ce în ce mai mult gazele lichefiate pentru depozitare și transport, dar mai cu seamă, pentru separarea componenților amestecurilor gazoase; există și alte aplicații ale gazelor lichefiate, ca de exemplu folosirea amoniacului lichid ca îngrășămînt agricol.

Pentru lichefiere, gazul trebuie comprimat și răcit (sub temperatura critică) astfel încît temperatura să corespundă punctului de saturație sub presiunea la care gazul a fost comprimat.

Pentru răcire, se aplică separat sau în combinație următoarele procedee:

— comprimare urmată de răcire indirectă, de exemplu lichefierea (condensarea) agentului frigorific (amoniac, bioxid de sulf etc.) în condensatorul instalațiilor frigorifice; se aplică la gazele cu punct critic ridicat sau — folosind răcirea în cascadă — și la celelalte gaze;

— destinderea liberă, fără producere de lucru mecanic, prin utilizarea efectului Joule-Thomson (v. 2.1.1.6);

— destinderea cu producere de lucru mecanic, într-un detentor (v. 2.1.1.7).

Alegerea procedeului sau a combinației între ele, se face pe considerații economice; consumul, prețul și disponibilitatea energiei, prețul și complexitatea instalației, întreținere etc.

Scanned with OKEN Scanner

21.1.6.1. **Procedeul Linde, cu expandare liberă.** După acest procedeu, gazul comprimat de un compresor este răcit întîi cu apă apoi printr-un schimbător de căldură, cu gazele reci, și la urmă prin expandare, fără producere de lucru mecanic, cu ajutorul unui ventil de laminare; după expandare se produce o lichefiere parțială; restul de gaz nelichefiat servește la răcirea în schimbătorul de căldură.

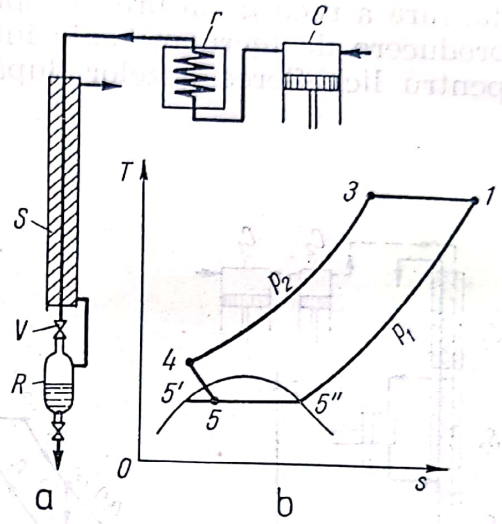


Fig. 21.16. Lichefierea gazelor prin expandare liberă (*Linde*):
a — schema instalației; *b* — reprezentarea în diagrama *T*, *s*; *c* — compresor; *r* — răcitor; *S* — schimbător de căldură; *V* — ventil de laminare; *R* — rezervor; *1—3* comprimare (considerată adiabatică); *3—4* răcire (izobară) în schimbătorul de căldură; *4—5* expandare (izentalpică) cu lichefiere parțială în ventilul de laminare; *5'* — gaz lichefiat; *5''* — gaz nelichefiat; *5''—1* încălzirea gazului nelichefiat în schimbătorul de căldură.

În fig. 21.16 este arătată schema acestei instalații împreună cu reprezentarea procesului în diagrama *T*, *s*.

Raportul dintre cantitatea de gaz lichefiat și nelichefiat, după expandare, este egal cu raportul segmentelor *5—6* și *5—6'* din diagrama *T*, *s*.

21.1.6.2. **Procedeul Linde cu două trepte de comprimare.** Schema instalației pentru lichefierea gazului după acest procedeu și reprezentarea lui în diagrama *T*, *s* sînt arătate în fig. 21.17.

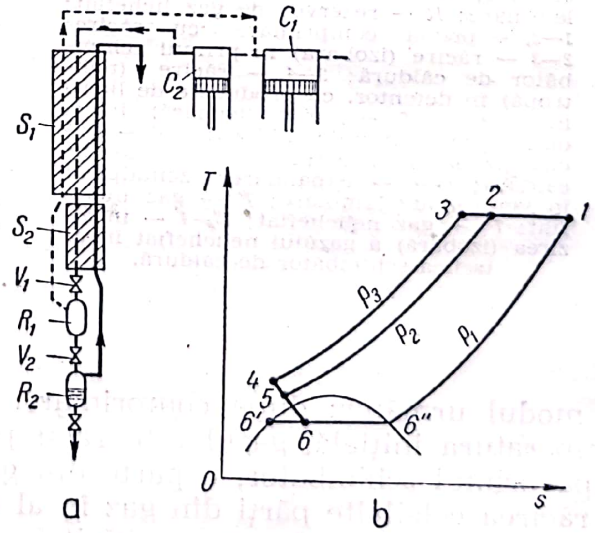


Fig. 21.17. Lichefierea gazelor, cu două trepte de comprimare:
a — schema instalației; *b* — reprezentarea în diagrama *T*, *s*. C_1, C_2 — compresoare; S_1, S_2 — schimbătoare de căldură; V_1, V_2 — ventile de laminare; R_1 — rezervor de expandare; R_2 — rezervor de gaz lichefiat *1—2* — prima comprimare cu răcire; *2—3* — a doua comprimare cu răcire; *3—4* — răcirea gazului în schimbătoarele de căldură; *4—5* — prima expandare; *5—2* — încălzirea unei părți a gazului expandat; *5—6* — a doua expandare; *6—6'* — gaz nelichefiat; *6—6''* — gaz lichefiat; *6''—1* — încălzirea gazului rămas după a doua expandare.

După două comprimări și răciri consecutive pînă la temperatura inițială, gazul trece prin două schimbătoare de căldură, și este apoi expandat de două ori prin ventile de laminare; după prima expandare (fără

lichefiere) la presiunea atmosferică, o parte din gazul răcit răcește primul schimbător de căldură și intră apoi în al doilea compresor împreună cu gazul (proaspăt) de completare, comprimat în primul compresor; după a doua expandare cu lichefiere, gazul nelichefiat trece prin al doilea și apoi prin primul schimbător de căldură, în atmosferă.

21.1.6.3. **Procedeul Claude, cu detentor.** Pentru a avea o răcire suficientă, fără a recurge la presiuni prea mari, se aplică expandarea gazului cu producere de lucru mecanic într-un detentor (v. 21.1.1.7). O instalație pentru lichefierea gazelor după acest procedeu (fig. 21.18), lucrează

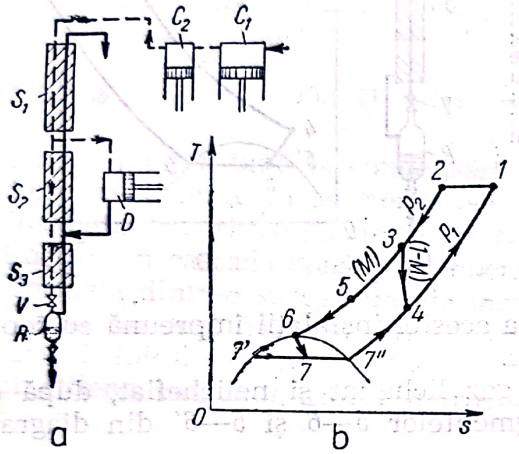


Fig. 21.18. Lichefierea gazelor după procedeul *Claude*:

a — schema instalației; *b* — reprezentarea în diagrama *T*, *s*; C_1, C_2 — compresoare; S_1, S_2, S_3 — schimbătoare de căldură; *D* — detentor; *V* — ventil de laminare; *R* — rezervor de gaz lichefiat; *1—2*, — prima comprimare cu răcire; *2—3* — răcire (izobară) în primul schimbător de căldură; *3—4* — răcire (politropă) în detentor, cu producere de lucru mecanic; *3—5* — răcire (izobară) în al doilea schimbător de căldură; *5—6* — răcire (izobară) în al treilea schimbător de căldură; *6—7* — expandare (izentalpică) în ventilul de laminare; *7'* — gaz lichefiat; *7''* — gaz nelichefiat; *7''—4* — încălzirea (izobară) a gazului nelichefiat în al treilea schimbător de căldură.

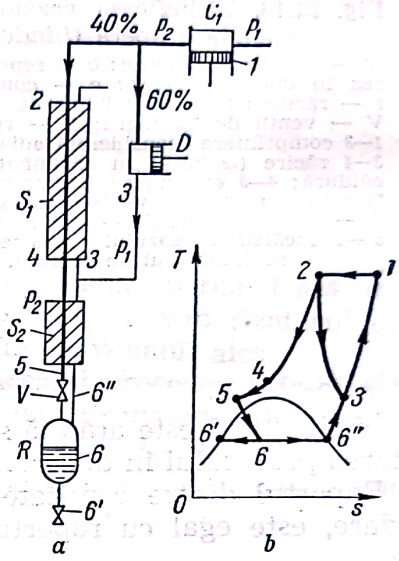


Fig. 21.19. Lichefierea gazelor după procedeul *Heyland*:

a — schema instalației; *b* — reprezentarea în diagrama *T*, *s*; C_1 — compresor; S_1, S_2 — schimbător de căldură; *D* — detentor; *V* — ventil de laminare; *R* — rezervor de gaz lichefiat;
1—2 — comprimare cu răcire; *2—3* — răcire (politropă) în detentor; *2—4* — răcire (izobară) în primul schimbător de căldură; *4—5* — răcire (izobară) în al doilea schimbător de căldură; *5—6* — expandare (izentalpică) în ventilul de laminare; *6'* — gaz lichefiat; *6''* — gaz nelichefiat; *6'—3* — încălzirea (izobară) a gazului nelichefiat în al doilea schimbător de căldură; *3—1* — încălzirea (izobară) a gazului nelichefiat și a gazului expandat în detentor, în primul schimbător de căldură.

în modul următor: după comprimare, în două trepte, și răciri pînă la temperatura inițială, gazul este răcit prin trei schimbătoare de căldură; după primul schimbător, o parte din gaz trece prin detentor și servește la răcirea celeilalte părți din gaz în al doilea și apoi în primul schimbător de căldură; gazul care s-a răcit în cele trei schimbătoare de căldură se destinde, cu lichefierea parțială trecînd printr-un ventil de laminare, lasă porțiunea lichefiată în rezervorul de gaz lichefiat și se întoarce, răcind cele trei schimbătoare de căldură.

Deși procedeul cu expandare în detentor este — teoretic — mai economic, greutățile în funcționarea detentorului și intrărilor de căldură, din cauza temperaturii joase la care lucrează detentorul, reduc mult convenienta practică a acestui procedeu.

21.1.6.4. **Procedeul combinat Heyland.** În acest procedeu (fig. 21.19) se folosesc atît presiuni inițiale mari cît și răcirea prin expandare cu și fără producere de lucru mecanic.

Gazul (aerul) comprimat și prerăcit la temperatura inițială, este împărțit în două fracțiuni: o fracțiune expandează într-un detentor și este folosită pentru răcirea unui prim schimbător de căldură, iar cealaltă fracțiune trece prin două schimbătoare de căldură, expandează fără producere de lucru mecanic într-un ventil de laminare (reglare) și se lichefiază parțial: partea lichefiată se acumulează în rezervorul instalației, iar partea de gaz nelichefiat se întoarce răcind cele două schimbătoare de căldură.

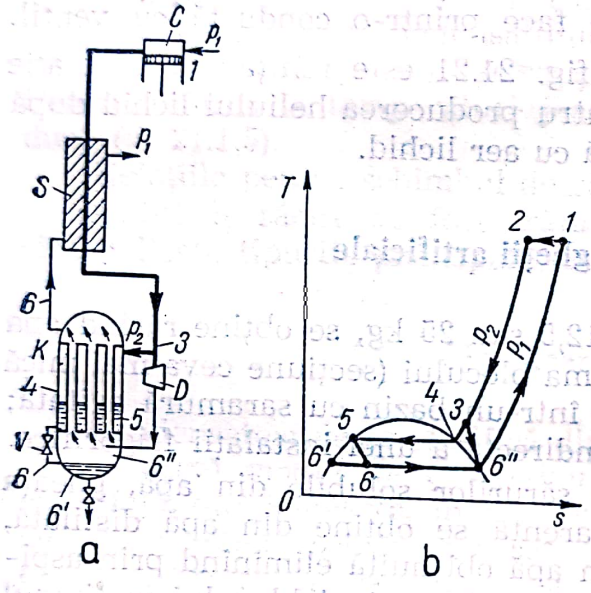


Fig. 21.20. Lichefierea gazelor după procedeul *Kapitza*:

a — schema instalației; *b* — reprezentare în diagrama *T*, *s*; *C* — compresor; *S* — schimbător de căldură; *K* — condensator; *D* — detentor; *V* — ventil. *2—3* — răcire (izobară) în schimbătorul de căldură; *3—6''* — expandare (politropă) în turbodetentor; *3—4* — răcire (izobară) între țevile condensatorului; *5—6* — expandare (izentalpică) în ventil; *6'* — gaz lichefiat; *6''* — gaz nelichefiat; *6''—1* — încălzirea gazului în țevile condensatorului și în schimbătorul de căldură.

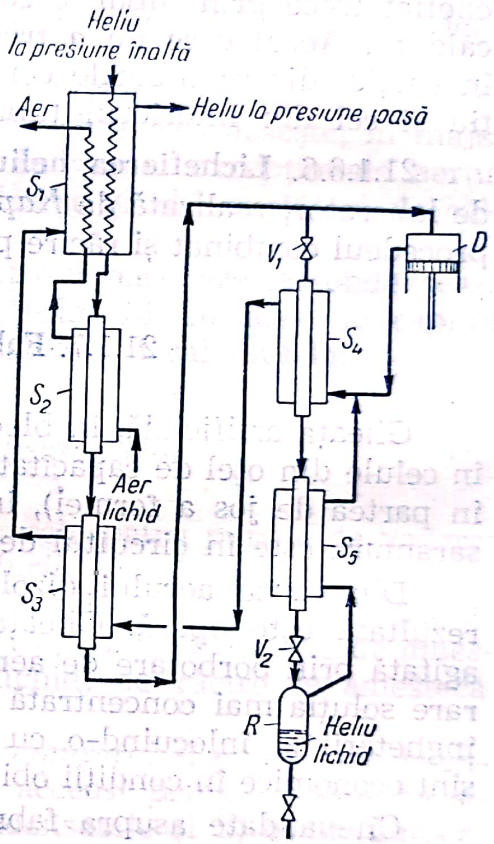


Fig. 21.21. Lichefierea heliului după procedeul *Kapitza*:

S_1, S_2 — schimbătoare de căldură; *D* — detentor; V_1 — ventil de laminare fără lichefiere; V_2 — ventil de laminare cu lichefiere; *R* — rezervor de heliu lichid.

În procedeul Heyland, detentorul lucrînd la temperaturi mai ridicate, inconvenientele procedeului Claude sînt micșorate.

21.1.6.5. **Procedeul combinat Kapitza, la presiune joasă.** În acest procedeu (fig. 21.20), se lucrează la presiuni de numai cîteva atmosfere. Datele numerice, de mai jos, sînt pentru lichefierea aerului.

Aerul comprimat la $5{,}4 \cdot 10^5$ Pa (5,5 kgf/cm²) și răcit cu apă pînă la temperatura inițială, trece printr-un schimbător de căldură unde este răcit pînă la —160°C cu restul de gaz nelichefiat; la ieșirea din schimbătorul de căldură, o parte din gaz (25—30%) trece în spațiul dintre tuburile condensatorului, iar cealaltă parte (75—70%) expandează pînă la $1{,}5 \cdot 10^5$ Pa (1,5 kgf/cm²) cu producere de lucru mecanic în turbodetectorul Kapitza (v. 21.1.1.7). Prin această expandare, gazul atinge —187°C și se lichefiază parțial. În această stare amestecul gaz-lichid intră în partea inferioară a condensatorului, unde lichidul se separă iar gazul nelichefiat trece prin tuburile condensatorului și apoi prin schimbătorul de căldură. Aerul care nu a trecut prin turbodetector se lichefiază parțial în spațiul dintre tuburile condensatorului; comunicația dintre acest spațiu și cel din interiorul tuburilor se face printr-o conductă cu ventil.

21.1.6.6. **Lichefierea heliului.** În fig. 21.21 este schițată o instalație de laborator, realizată de *Kapitza*, pentru producerea heliului lichid după procedeul combinat și răcire prealabilă cu aer lichid.

21.1.7. Fabricarea gheții artificiale

Gheața artificială, în blocuri de 12,5 sau 25 kg, se obține răcind apa în celule din oțel de capacitatea și forma blocului (secțiune ceva mai mică în partea de jos a formei), introduse într-un bazin cu saramură agitată; saramura este în circuitul de răcire indirectă a unei instalații frigorifice.

Din cauza aerului dizolvat și a sărurilor solubile din apă, gheața rezultată este opacă. Gheața transparentă se obține din apă distilată, agitată prin borbotare de aer, sau din apă obișnuită eliminînd prin aspirare soluția mai concentrată care se adună la centrul blocului în timpul înghețării și înlocuind-o cu apă proaspătă; ambele aceste procedee nu sînt economice în condiții obișnuite.

Cîteva date asupra fabricării gheții artificiale se găsesc în tabelul 21.9.

Tabelul 21.9

Date pentru fabricarea gheții artificiale

Frig necesar pentru fabricarea gheții		
— teoretic:		
răcirea apei de la 15 la 0°C	65	kJ/kg
înghețarea apei la 0°C	333	kJ/kg
răcirea gheții de la 0°C la —5°C	10,5	kJ/kg
Total	408,5	kJ/kg
— practic:		
în instalații mici	670	kJ/kg
în instalații mari	460	kJ/kg
Temperatura saramurii	—7...—12	°C
Durata pentru înghețare		
— pentru blocuri de 12,5 kg	7...9	h
— pentru blocuri de 25 kg	16...18	h

Scanned with OKEN Scanner

21.2. Condensarea

Numeroase scheme tehnologice implică condensarea vaporilor proveniți din operații de încălzire, fierbere, evaporare (concentrarea soluțiilor), uscate, distilare, rectificare, răcire mecanică.

Scopul condensării este multiplu: *a*) îndepărtarea vaporilor din instalația care i-a produs (numai în instalații mici sau rudimentare vaporii sînt lăsați să se degajeze în atmosferă), *b*) recuperarea vaporilor, prețioși, în stare lichidă, c) menținerea unei depresiuni (vid) în instalație (condensarea este însoțită de eliminarea prin pompe de vid a gazelor necondensabile).

Pentru preluarea căldurii latente de vaporizare și uneori a căldurii sensibile de răcire a condensatului, industria chimică folosește, în majoritatea cazurilor, apa de răcire și numai în cazuri excepționale aerul. Pentru răcirea la temperaturi joase se folosesc și alți purtători de căldură (v. 21.1.5).

Relațiile pentru schimbul de căldură între vapori care se condensează și agentul de răcire au fost arătate în capitolul 18. În acest subcapitol sînt indicate tipurile principale de condensatoare și calculul lor.

21.2.1. Clasificarea condensatoarelor

Condensatoarele se clasifică din următoarele patru puncte de vedere:

— *după modul de transmitere a căldurii,* în: a) *condensatoare de suprafață sau indirecte,* în care vaporii și condensatul sînt separați de agentul de răcire printr-un perete metalic, și b) *condensatoarele de amestec sau directe,* în care apa (sau un alt lichid) de răcire se amestecă cu vaporii;

— *după modul în care se evacuează condensatul și gazele necondensabile,* în: a) *condensatoare umede,* la care aceeași pompă evacuează simultan atît condensatul cît și gazele necondensabile și b) *condensatoare uscate,* la care evacuarea gazelor necondensabile se face cu o pompă de vid, separat de evacuarea condensatului (amestecat sau nu cu apa de răcire):

— *după sensul reciproc de curgere a vaporilor și a apei de răcire,* în: a) *condensatoare în curent paralel* și b) *condensatoare în contracurent;*

— *după modul de evacuare a condensatului* (fără sau împreună cu apa de răcire), în: a) *condensatoare barometrice,* la care evacuarea condensatului se face printr-o coloană barometrică, fără pompă, și b) *condensatoare la nivel inferior,* la care evacuarea condensatorului se face cu o pompă.

Majoritatea combinațiilor între variantele ultimelor trei criterii de clasificare sînt posibile, cele mai frecvente sînt: a) pentru instalații mici; condensatoare la nivel inferior, umede, în curent paralel și b) pentru instalații mari: condensatoare barometrice, uscate, în contracurent.

Alegerea condensatoarelor după primul criteriu de clasificare se face ținînd seamă, pe de o parte, că schimbătorul de căldură prin amestecul celor două fluide — vapori de apa de răcire — este mai complet

Scanned with OKEN Scanner

și mai convenabil din punct de vedere economic, și că, pe de altă parte, atunci cînd condensatul este prețios (uneori chiar apa condensată este prețioasă) trebuie să se accepte condensatoarele de suprafață, care nu amestecă condensatul rezultat din vapori, cu apa de răcire.

21.2.2. Tipuri de condensatoare

21.2.2.1. **Condensatoare de suprafață, tubulare.** Aceste condensatoare sînt de obicei schimbătoare de căldură tubulare obișnuite. Apa de răcire circulă prin țevi, iar vaporii se condensează în spațiul dintre țevi. Gazele necondensabile sînt evacuate fie împreună cu condensatul (condensatoare umede), fie separat printr-o pompă de vid (condensatoare uscate). De obicei vaporii circulă în contracurent cu apa de răcire; în acest caz, pompa de vid aspira gazele necondensabile din partea superioară a condensatorului, după ce vaporii au fost condensați în cea mai mare parte. Cîteva date numerice, valabile și pentru condensatoarele tubulare, se găsesc în tabelul 20.3.

21.2.2.2. **Condensatoare de suprafață, cu injectoare.** Cînd vaporii care urmează să fie condensați se găsesc la presiune prea mică, condensatorul lucrează în condiții grele, în special ca urmare a temperaturii scăzute (diferență mică între temperatura vaporilor și temperatura apei de răcire). În aceste cazuri se recomandă ca înainte de intrarea în condensator să se ridice presiunea vaporilor cu ajutorul unui injector. În fig. 21.22, este reprezentat un condensator cu injector în două trepte (cu două injectoare).

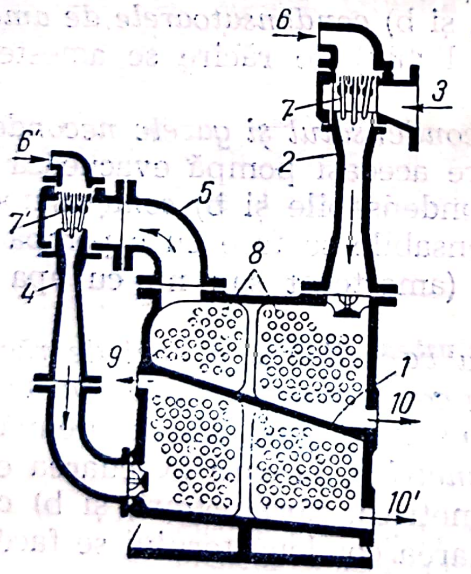


Fig. 21.22. Condensator de suprafață, cu injectoare, în două trepte:

1 — perete despărțitor între cele două trepte ale condensatorului; *2* — injector pentru prima treaptă de comprimare; *3* — intrarea vaporilor de condensat în primul injector; *4* — injector pentru a doua treaptă de comprimare; *5* — conductă pentru ieșirea gazelor necondensabile și a vaporilor necondensați din prima treaptă de comprimare și conducerea lor în injectorul *4*; *6—6'* — intrarea aburului pentru acționarea injectoarelor; *7, 7'* — duzele injectoarelor; *8* — țevi de răcire; *9* — racord pentru evacuarea gazelor necondensabile; *10, 10'* — racorduri pentru evacuarea condensatului.

21.2.2.3. **Condensatoare de suprafață, spirale.** Condensatoarele spirale sînt construite ca și schimbătoarele de căldură spirale (v. 20.1.4), din două table îndoite în spirală și din două capace, care delimitează două spații spirale: spațiul prin care trec vaporii și condensatul, în direcție paralelă cu axa aparatului și spațiul prin care curge apa de răcire; acest spațiu este împărțit în două jumătăți printr-un perete transversal median, așa încît prin partea superioară apa de răcire circulă spiral de la intrarea

Scanned with OKEN Scanner

periferică către centrul și de aici, prin partea inferioară, către ieșirea periferică (fig. 21.23).

Avantajele importante ale acestor condensatoare sînt: a) concentrarea mare a suprafeței de schimb de căldură, într-un spațiu restrîns, b) energie relativ mică pentru circulația apei de răcire, c) coeficient mare de transfer termic din cauza vitezei mari a apei de răcire și distanței mici dintre spire. Inconvenientele sînt: etanșarea greu de realizat și accesibilitatea dificilă pentru îndepărtarea depunerilor și crustei în spațiul de răcire.

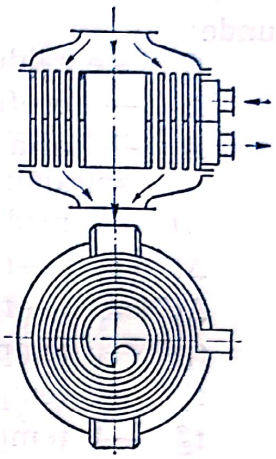


Fig. 21.23. Condensator de suprafață, spiral.

În tabelul 21.10 sînt date cîteva caracteristici ale condensatoarelor spirale.

a) *Calculul condensatoarelor spirale.* În ipoteza că vaporii intră în condensator ca vapori saturați și că temperatura de ieșire a condensatului este egală cu temperatura de condensare (deci fără răcirea condensatului), fiecare spiră prin care circulă apa de răcire este vecină cu spira prin care trece — în curent încrucișat — vaporii și condensatul la temperatură constantă, în tot aparatul. În aceste condiții, condensatorul spiral este echivalent cu un schimbător de căldură obișnuit, în care lichidul rece, în curgere prin spațiul de lungimea spiralei, este încălzit de vapori cu temperatura constantă din spațiul cald, de aceeași lungime.

Tabelul 21.10

Date caracteristice pentru condensatoarele spirale

Aria serpentinei de transfer	Diametrul [mm] pentru debitul de apă [m³/h]			Înălțimea [mm] pentru debitul de apă [m³/h]		
[m²]	10	20	40	10	20	40
10	615	565	565	550	820	1 170
30	915	850	800	550	820	1 170
50	—	1 040	990	—	820	1 170
60	—	—	1 200	—	—	1 170

Aplicînd raționamentul obișnuit al schimbătoarelor de căldură (v. 18.3.1.1) se obține:

$$Q = kA\Delta t_m \tag{21.12}$$

$$\Delta t_m = \frac{\Delta t' - \Delta t''}{\ln \frac{\Delta t'}{\Delta t''}} \tag{21.13}$$

$$\Delta t'' = \Delta t' e^{-mkA} \tag{21.14}$$

$$m = \frac{1}{W_2} = \frac{1}{G_2 c_2} \tag{21.15}$$

$$G_1 = \frac{Q}{r} \tag{21.16}$$

$$A = 2IL = 2I\frac{\pi(R_e^2 - R_i^2)}{2b} = \pi\frac{I}{b}(R_e^2 - R_i^2) \tag{21.17}$$

unde:

Q este căldura cedată de vapori lichidului de răcire;
k — coeficientul total de transfer termic;
A — aria suprafeței de transfer (aria celor două table îndoite în spirală);
Δt_m — media logaritmică a diferențelor de temperatură $\Delta t'$ și $\Delta t''$;
$\Delta t' = t_1 - t_2'$;
$\Delta t'' = t_1 - t_2''$;
t_1 — temperatura vaporilor, egală cu temperatura condensatului;
t_1' — temperatura lichidului de răcire, la intrarea în condensator;
t_2'' — temperatura lichidului de răcire, la ieșirea din condensator;
e — 2,718;
m — mărimea definită de ecuația (21.15);
$W_2 = G_2c_2$ — capacitatea calorică a debitului lichidului de răcire;
G_1 — debitul vaporilor, egal cu debitul condensatului;
G_2 — debitul lichidului de răcire;
c_2 — căldura masică a lichidului de răcire;
r — căldura de vaporizare (de condensare) a vaporilor;
I — lățimea tablelor (înălțimea condensatorului);
L — lungimea tablelor (lungimea canalului de răcire);
b — lățimea canalului (lățimea spirelor);
R_e — raza maximă (la periferia condensatorului);
R_i — raza minimă (la centrul condensatorului) a canalului de răcire.

21.2.2.4. **Condensatoare de amestec.** Construcția condensatoarelor de amestec urmărește realizarea unui cît mai bun contact între vapori și apa de răcire, prin mărirea suprafeței de contact sau prin mărirea duratei de contact. Se folosesc în acest scop: stropirea trecerea prin table perforate, șicane.

În fig. 21.24 sînt arătate schițele unor condensatoare de amestec barometrice, funcționînd în contracurent, îmbunătățirea contactului se face cu șicane în formă de polițe, din tabla perforată sau neperforată. La condensatorul din fig. 21.24, *b*, sub fiecare șicană este fixată o tablă curbată care are rolul de a dirija, fără vîrtejuri, curentul de vapori, printre șicane. Între condensator și pompa de vid se intercalează un separator de picături pentru menajarea pompei de vid, a cărei funcționare este afectată de prezența lichidului în gazul pompat.

În fig. 21.25 este prezentată schița unui condensator de amestec funcționînd în curent paralel. Apa de răcire este stropită în partea superioară a condensatorului, în apropiere de intrarea vaporilor. Gazele necondensabile sînt evacuate împreună cu apa de răcire prin partea inferioară a condensatorului.

Scanned with OKEN Scanner

Calculul condensatoarelor de amestec. a) *Debitul apei de răcire* rezultă din bilanțul termic al condensatorului. Pentru un condensator de amestec, bilanțul termic corespunde ecuației:

$$Wh'' + Ah_i = (W + A)h_e \qquad (21.18)$$

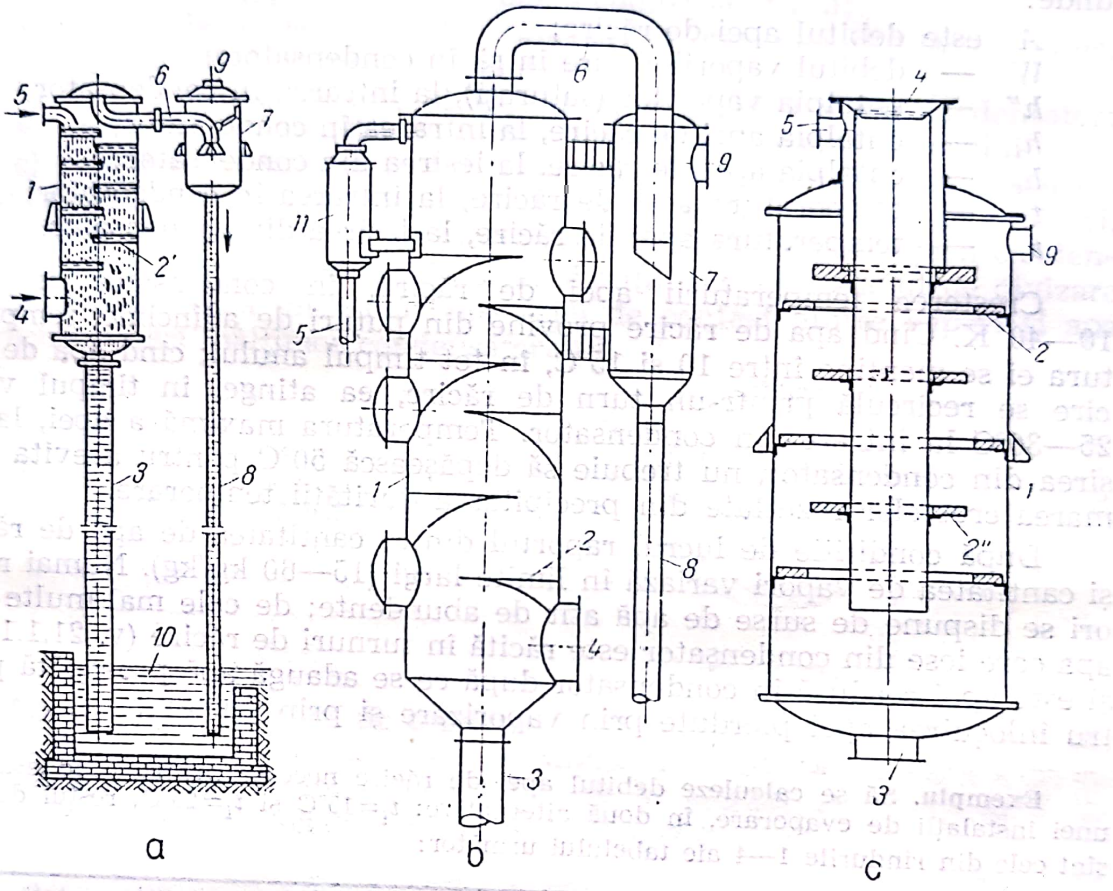


Fig. 21.24. Condensatoare barometriee cu șicane:
1 — mantaua condensatorului; *2* — șicane (polițe); *2'* — șicane perforate; *2''* — șicane inelare; *3, 8* — coloane barometrice; *4* — racord pentru intrarea vaporilor; *5* — racord pentru intrarea apei de răcire; *6* — conductă pentru gazele necondensabile; *7* — separator de picături; *9* — racord către pompa de vid; *10* — recipient pentru condensat; *11* — distribuitor pentru apa de răcire.

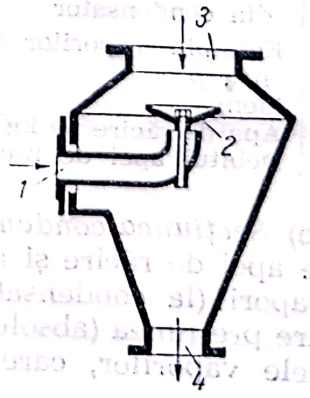


Fig. 21.25. Condensator de amestec, umed, în curent paralel:
1 — racord pentru intrarea apei de răcire; *2* — dispozitiv de pulverizare sau răspîndire în pînză a apei de răcire; *3* — racord pentru intrarea vaporilor; *4* — racord în legătură cu pompa (umedă) de vid pentru evacuarea gazelor necondensabile, a condensatului și a apei de răcire.

care, pentru condensarea vaporilor de apă, cu apă de răcire, ia forma:

$$Wh''+At_i=(W+A)t_e \qquad (21.19)$$

sau

$$A=W\frac{h''+t_e}{t_e+t_i} \qquad (21.20)$$

unde:

A este debitul apei de răcire;
W — debitul vaporilor care intră în condensator;
h'' — entalpia vaporilor (saturați), la intrarea în condensator;
h_i — entalpia apei de răcire, la intrarea în condensator;
h_e — entalpia apei de răcire, la ieșirea din condensator;
t_i — temperatura apei de răcire, la intrarea în condensator;
t_e — temperatura apei de răcire, la ieșirea din condensator.

Creșterea temperaturii apei de răcire, în condensator este de 10—40 K. Cînd apa de răcire provine din puțuri de adîncime, temperatura ei se menține între 10 și 15°C, în tot timpul anului; cînd apa de răcire se recirculă printr-un turn de răcire, ea atinge, în timpul verii, 25—30°C la intrarea în condensator. Temperatura maximă a apei, la ieșirea din condensator, nu trebuie să depășească 50°C pentru a evita formarea crustelor rezultate din precipitarea durității temporare.

După condițiile de lucru, raportul dintre cantitatea de apă de răcire și cantitatea de vapori variază în limite largi (15—60 kg/kg). Numai rareori se dispune de surse de apă atît de abundente; de cele mai multe ori, apa care iese din condensator este răcită în turnuri de răcire (v. 21.1.1.5 *a*) și este apoi readusă în condensator după ce se adaugă apă proaspătă pentru înlocuirea apei pierdute prin vaporizare și prin purjare.

Exemplu. Să se calculeze debitul apei de răcire necesar pentru condensatorul unei instalații de evaporare, în două alternative: t_i=15°C și t_i=25°C; restul datelor sînt cele din rîndurile 1—4 ale tabelului următor:

1	Debitul vaporilor	W	1 000	kg/h	Dat
2	Presiunea absolută în condensator	p	$0{,}147\cdot10^5$	Pa	Dată
	idem		0,15	kgf/cm²	
3	Temperatura apei la intrarea în condensator	t_i	15 | 25	°C	Dată
4	Temperatura apei la ieșirea din condensator	t_e	45	°C	Dată
5	Entalpia vaporilor la presiunea p	h''	2 600	kJ/kg	Tabele
	idem		620,5	kcal/kg	
6	Apa de răcire pe kg vapori	A/W	19,2 | 28,8	kg/kg	Ec. (21.20)
7	Debitul apei de răcire	A	19 200 | 28 800	kg/kg	(1)·(6)

b) *Secțiunea condensatoarelor* se calculează pe baza condiției ca picăturile apei de răcire și ale condensatului să nu fie antrenate de curentul de vapori (la condensatoarele în contracurent). Pentru condensatoarele în care presiunea (absolută) este de $0{,}1\cdot10^5$—$0{,}2\cdot10^5$ Pa (0,1—0,2 kgf/cm²), vitezele vaporilor, care nu mai antrenează picăturile sînt între 35 și

Scanned with OKEN Scanner

55 m/s. Se obișnuiește să se ia o secțiune transversală cu aria de 1,5 ori mai mare decît cea care rezultă din vitezele admise mai sus; atunci

$$A_c = 1{,}5\,\frac{V_v}{w_v} = 1{,}5\,\frac{Gv_v}{w_v} \qquad (21.21)$$

unde:

A_c este aria secțiunii transversale a condensatorului;
V_v — debitul de volum al vaporilor, la presiunea din condensator;
G — debitul de masă al vaporilor;
v_v — volumul specific al vaporilor, la presiunea din condensator;
w_v — viteza vaporilor în partea inferioară a condensatorului.

c) *Înălțimea condensatorului:* condiția pentru o bună funcționare a unui condensator de amestec este ca apa de răcire, divizată în picături, vine, pînze sau pelicule, să se încălzească în timpul căderii prin condensator pînă la temperatura stabilită în bilanțul termic. Gradul de divizare al apei influențează mult mărimea ariei de contact dintre vapori și apa de răcire și deci înălțimea condensatorului.

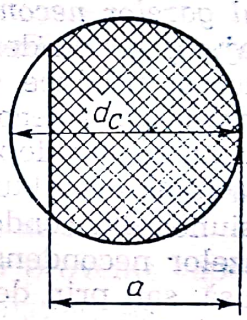


Fig. 21.26. Forma șicanelor.

Construcțiile curente de condensatoare au șicane de forma celor din fig. 21.26, în care $a = 50 + d_c/2$ mm. Șicanele sînt perforate pentru a forma vine de apă și au marginea îndoită în sus. În tabelul 21.11 sînt date valori practice pentru construcția condensatoarelor.

Tabelul 21.11

Date practice pentru construcția condensatoarelor (după A. G. Kasatkin)

Diametrul găurilor polițelor (șicanelor):		
— pentru apă curată	2	mm
— pentru apă murdară	5	mm
Înălțimea mărginilor șicanelor	40	mm
Raportul: suma ariilor găurilor/secțiunea condensatorului	2,5—10	%
Distanța medie dintre șicane	300—400	mm
Numărul șicanelor	6—7	—
Încălzirea apei în condensator	10—40	K

Încălzirea apei, în timpul căderii prin condensator, se calculează cu ajutorul gradului de încălzire, definit de ecuația:

$$f = \frac{t_e - t_i}{t_v - t_i} \qquad (21.22)$$

cu valorile date în tabelul 21.12, pentru condensatoarele de construcția obișnuită. În această ecuație, t_v este temperatura vaporilor la intrarea în condensator.

Tabelul 21.12

Gradul de încălzire al apei f în condensatoarele de amestec cu șicane (după A. G. Kasatkin)

Numărul treptelor	Numărul șicanelor	Distanța dintre șicane	Durata căderii apei pentru o treaptă [s]	Gradul de încălzire f pentru vine de apă din găuri cu diametrul de		
				2 mm	3 mm	5 mm
2	4	300	0,35	0,538	0,368	0,214
3	6	300	0,35	0,645	0,466	0,263
4	8	300	0,35	0,727	0,533	0,310
2	4	400	0,41	0,580	0,410	0,233
3	6	400	0,41	0,687	0,500	0,289
4	8	400	0,41	0,774	0,568	0,346

d) *Debitul gazelor necondensabile,* de evacuat din condensator. Dacă vaporii care ajung în condensator ar fi lipsiți de gaze necondensabile, condensarea lor ar produce vidul corespunzător în instalație. În condensator ajung însă și gaze necondensabile care trebuie evacuate atît pentru a menține presiunea sau depresiunea în instalație, cît și pentru menținerea unui bun schimb de căldură între vapori și apa de răcire.

Cînd presiunea din condensator este superioară presiunii atmosferice, eliminarea gazelor necondensabile se face continuu printr-o conductă de aerisire deschisă, sau prin deschiderea periodică a unui ventil. Cînd presiunea din condensator este inferioară presiunii atmosferice, evacuarea gazelor necondensabile se face cu o pompă de vid.

Exemplu. Să se calculeze dimensiunile principale ale unui condensator care funcționează în condițiile arătate în rîndurile 1—4 din tabelul următor:

1	Debitul vaporilor	G	5 000	kg/h	Dat
2	Presiunea absolută în condensator	p	14 710	Pa	Dată
	idem		0,15	kgf/cm²	
3	Temperatura de intrare a apei de răcire	t_i	15	°C	Dată
4	Temperatura la ieșire a apei de răcire	t_e	40	°C	Dată
5	Debitul apei de răcire	A	116 000	kg/h	Ec. 21.20
6	Viteza vaporilor la baza condensatorului	w_v	35	m/s	Admis v. pag. 349
7	Volumul specific al vaporilor	v_v	10,7	m³/kg	Tabele abur
8	Aria secțiunii condensatorului	S	0,6395	m²	1,5 (1) (7)/3 600 (6)
9	Diametrul condensatorului	d_c	0,592	m	$[4(8)/\pi]^{0,5}$ •
10	Dimensiunea a (fig. 21.26)	a	0,346	m	[1 000(9)/2]+50
11	Temperatura vaporilor la presiunea p	t_v	53	°C	Tabele abur

Scanned with OKEN Scanner

12	Gradul de încălzire f	0,658	—	Ec. 21.22
13	Diametrul găurilor şicanelor	2	mm	Obs. 1
14	Numărul şicanelor	6	—	Obs. 1
15	Distanţa dintre fund şi prima şicană	600	mm	Admis
16	Distanţa dintre şicanele 1 şi 2	400	mm	Tab. 21.11
17	Distanţa dintre şicanele 2 şi 3	350	mm	(16)—50. Obs. 2
18	Distanţa dintre şicanele 3 şi 4	300	mm	(17)—50. Obs. 2
19	Distanţa dintre şicanele 4 şi 5	250	mm	(18)—50. Obs. 2
20	Distanţa dintre şicanele 5 şi 6	200	mm	(19)—50. Obs. 2
21	Distanţa dintre şicane 6 şi capac	200	mm	Admis
22	Înălţimea condensatorului	2 300	mm	(15)+...+(21)

Observaţii: 1) Valorile mărimilor din rîndurile (13), (14), (16)... (20) sînt luate din tabelul 21.12 corespunzînd la $f=0{,}687$, apropiat de $f=0{,}658$ din rîndul (12).

2) Deoarece vaporii se condensează pe măsură ce se ridică în condensator, se recomandă ca distanţa dintre şicane să scadă treptat cu cîte 50 mm.

Gazele necondensabile care ajung în condensator provin din următoarele surse:

— aerul dizolvat în apa de răcire; apa de răcire este de obicei saturată cu aer la temperatura de intrare şi pierde prin încălzire cea mai mare parte din aerul dizolvat; bineînţeles, această sursă de gaze necondensabile intervine numai la condensatoarele de amestec;

— aerul dizolvat în lichidul din care au provenit vaporii;

— aerul intrat prin neetanşeităţile instalaţiei; aceasta poate fi sursa principală de gaze necondensabile; ea este cu atît mai importantă cu cît depresiunea la care funcţionează instalaţia este mai mare; neglijenţe în controlul neetanşeităţii flanşelor, presetupelor, ventilelor şi porilor din sudură fac să crească cantitatea de aer intrat în instalaţie, pînă la depăşirea posibilităţii de aspiraţie a pompei de vid;

— gaze necondensabile provenite din reacţii în instalaţie; de exemplu, bioxid de carbon din descompunerea bicarbonaţilor sau a substanţelor organice etc.

Numai prima din aceste patru surse de gaze necondensabile poate fi apreciată cantitativ, considerînd că apa de răcire este saturată cu aer. În tabelul 21.13 este dată solubilitatea aerului în apă, la presiunea normală şi la diferite temperaturi.

Tabelul 21.13

Solubilitatea aerului în apă la presiune normală

Temperatura	0	5	10	15	20	25	30	°C
Solubilitatea	29,2	25,7	22,8	20,6	18,7	17,1	15,6	cm^3/l

La precizia utilă în această problemă, se consideră debitul de aer intrat în condensator cu apa de răcire, egal cu 2% faţă de debitul volumetric al apei de răcire. Socotind cu 1,2 kg/m^3 densitatea aerului, rezultă

Scanned with OKEN Scanner

că debitul aerului provenit din această sursă este de $2{,}4 \cdot 10^{-5}\ A$ kg/h, unde A este debitul în kg/h al apei de răcire.

Toate celelalte surse de gaze necondensabile nu pot fi decît evaluate cu aproximație; valoarea lor depinde foarte mult de condițiile de exploatare. Pe baza experienței, se consideră că debitul de aer, provenit din ultimele trei surse, însumează aproximativ $0{,}01\ W$, în care W este debitul vaporilor (în kg/h), care intră în condensator.

Rezultă că debitul total (în kg/h) al gazelor necondensabile este:

$$G_g = 2{,}4 \cdot 10^{-5}\ A + 0{,}01\ W.$$

Deoarece valoarea raportului A/W variază între *15* și *60* (v. pag. 394), urmează că valoarea primului termen din partea dreaptă a relației de mai sus este neglijabilă în raport cu ultimul termen; se socotește deci:

$$G_g \approx 0{,}01\ W \qquad (21.23)$$

e) *Debitul pompei de vid.* Pompa de vid aspiră din condensator aer saturat cu vapori de apă la presiunea din condensator și la temperatura existentă în dreptul racordului spre pompa de vid.

Debitul aerului saturat în vapori de apă rezultă din legile lui *Dalton* și *Amagat:*

$$V_t = V_{aer} \frac{p}{p_{aer}} = V_{aer} \frac{p}{p - p_{aer}}$$

în care:

V_t este debitul volumetric al aerului saturat din vapori de apă;
V_{aer} — debitul volumetric al aerului (uscat);
p — presiunea totală, egală cu presiunea în condensator;
p_{aer} — presiunea parțială a aerului;
$p_{apă}$ — presiunea parțială a vaporilor de apă, egală cu presiunea (de saturație) a vaporilor de apă, la temperatura θ_e;
θ_e — temperatura aerului la ieșirea din condensator.

Debitul pompei de vid este:

$$V_p = \frac{G_g}{\rho_{g,n}} \cdot \frac{p}{p - p_{apă}} \cdot \frac{273 + \theta_e}{273} \cdot \frac{760}{p}$$

sau

$$V_p = \frac{G_g}{\rho_{g,n}} \cdot \frac{760}{p - p_{apă}} \cdot \frac{273 + \theta_e}{273} \qquad (21.24)$$

unde $\rho_{g,n} = 1{,}293$ kg/m³ este densitatea aerului în condiții normale de temperatură și presiune.

Pentru condensatoarele în curent paralel, θ_e este temperatura t_e la ieșirea apei de răcire din condensator, iar la condensatoarele în contracurent, $\theta_e = t_i + (3 \ldots 5)$°C. $p_{apă}$ este presiunea vaporilor de apă la temperatura θ_e.

Exemplu. Să se calculeze debitul pompei pentru evacuarea gazelor necondensabile din condensatoarele care funcționează în condițiile din rîndurile 1—6 ale tabelului următor:

1	Tipul condensatorului		Contra curent	Curent paralel		
2	Debitul vaporilor	W	5 000		kg/h	Dat
3	Conținutul în aer a vaporilor		0,01		kg/kg	Dat
4	Presiunea (absolută) în condensator	p	100		torr	Dat
	idem		13 332		Pa	
5	Temperatura apei de răcire	t_i	15		°C	Dată
6	Temperatura de ieșire a apei	t_e	40		°C	Dată
7	Temperatura de ieșire a aerului	θ_t	20	40	°C	Observație
8	Debitul aerului (gazelor necondensabile)	G_g	50		kg/h	(2) (3)
9	Presiunea parțială a vaporilor = pres. vap. la temp. t_a	$p_{apă}$	17,5	55,3	torr	Tabele
	idem		2 330	7 372	Pa	
10	Debitul pompei	V_p	383	754	m³/h	Ec. (21.24)

Observație: În concordanță cu cele arătate la pag. 398, s-a luat:
pentru contracurent: $\theta_e = t_i + 5 = 15 + 5 = 20°$,
pentru curent paralel: $\theta_e = t_e = 40°C$.

f) *Înălțimea coloanei barometrice.* Condensatoarele barometrice evacuează condensatul (la condensatoarele de suprafață) sau condensatul împreună cu apa de răcire (la condensatoarele de amestec), printr-o conductă care trebuie să fie destul de lungă, astfel încît coloana de apă din conductă să echilibreze presiunea atmosferică.

Lungimea (înălțimea) coloanei barometrice se determină aplicînd ecuația lui *Bernoulli* între capătul superior al conductei și recipientul deschis în care se adună lichidul (fig. 21.27):

$$gZ = \frac{w_1^2}{2} + \frac{p_1}{\rho} - \frac{p_2}{\rho} - F = 0$$

sau

$$Z = \left(\frac{p_2}{\rho} - \frac{p_1}{\rho} - \frac{w_1^2}{2} + F\right)\frac{1}{g} \qquad (21.25)$$

unde:

Z este înălțimea coloanei barometrice;
g — accelerația gravitațională;
w_1 — viteza lichidului în coloana barometrică;
p_1 — presiunea în condensator;
p_2 — presiunea în punctul (2), egală cu presiunea atmosferică;
ρ — densitatea lichidului;
F — energia specifică (pe kg) de frecare.

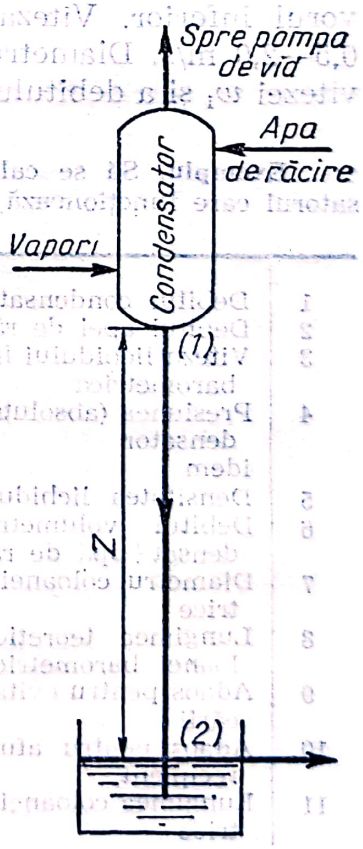


Fig. 21.27. Schița condensatorului barometric.

Scanned with OKEN Scanner

Frecarea se calculează cu formulele cunoscute; în cazurile obișnuite frecarea $f=F/g$ însumează:

— frecarea în lungul coloanei: $\lambda \frac{Z}{d} \frac{w_1^2}{2g}$,

— frecarea la intrarea în coloană: $\xi_1 \frac{w_1^2}{2g}$,

— frecarea la ieșirea din coloană: $\xi_2 \frac{w_1^2}{2g}$.

Ecuația (21.25) devine:

$$Z=\frac{p_2}{\rho g}-\frac{p_1}{\rho g}+\left(\lambda \frac{Z}{d}+\xi_1+\xi_2-1\right) \tag{21.26}$$

Se admite $\lambda=0{,}03$, $\xi_1=0{,}5$, $\xi_2=1{,}0$ și valoarea lui Z din paranteză egală (aproximativ) cu 10 m.

Cu aceste aproximații:

$$Z=\frac{p_2}{\rho g}-\frac{p_1}{\rho g}+\left(\frac{0{,}3}{d}+0{,}5\right)\frac{w_1^2}{2g} \tag{21.27}$$

Pentru a feri condensatorul de înecare cînd presiunea atmosferică crește sau s-ar mări debitul de vapori, se adaugă 0,5 m la înălțimea coloanei; se mai adaugă 0,5 m pentru partea afundată în lichidul din rezervorul inferior. Viteza w_1 a lichidului în coloana barometrică este de 0,5—2,0 m/s. Diametrul d al coloanei barometrice se calculează pe baza vitezei w_1 și a debitului de condensat plus al apei de răcire.

Exemplu. Să se calculeze dimensiunile coloanei barometrice pentru condensatorul care funcționează în condițiile din rîndurile 1—5 ale următorului tabel:

1	Debitul condensatorului	W	5 000	kg/h	Dat
2	Debitul apei de răcire	A	100 000	kg/h	Dat
3	Viteza lichidului în coloana barometrică	w_1	1,0	m/s	Dată
4	Presiunea (absolută) în condensator	p_1	1 360	kgf/cm²	Dată
	idem		13 370	Pa	
5	Densitatea lichidului	ρ	1 000	kg/m³	Dată
6	Debitul volumetric (condensat+apă de răcire)	$W+A$	0,0292	m³/s	[(1)+(2)]/(5)·3 600
7	Diametrul coloanei barometrice	d	0,193	m	$[4(6)/\pi]^{0,5}$
8	Lungimea teoretică a coloanei barometrice	Z	9,06	m	Ec. (21.27)
9	Adaos pentru evitarea înecării		0,5	m	Admis
10	Adaos pentru afundare în recipient		0,5	m	Admis
11	Lungimea coloanei barometrice		10,06	m	(8)+(9)+(10)

Scanned with OKEN Scanner

BIBLIOGRAFIE

1. DUUS, H. C. and DODGE, D. F. *Refrigeration.* În: *J. Perry:* Chemical Engineers'Handbook, III-rd Edition, New York, McGraw-Hill, 1950.
2. GELPERIN, M. I., ZELINSKI, G. M. i RAPAPORT, L. L. *Spravocinik po razdelenie gazovîh smesei.* Moskwa, Sovetskaia Kniga, 1953.
3. GHERȘ, S. Ia. *Glubokoe ohlajdenie,* I. Moskwa, Sovetskaia Kniga, 1947.
4. GRIGORIU I. și TOMA, P. *Procese de răcire în industrie.* București, Editura tehnică, 1970.
5. KASATKIN, A. G. *Procese și aparate principale în industria chimică* (trad. din l. rusă), Ed. 2, București, Editura tehnică, 1963.
6. KAYAN, C. F. and JOHNSON, V. J. *Refrigeration.* În: *J. Perry:* Chemical Engineers'Handbook, IV-th Edition. New York, McGraw-Hill, 1963.
7. Ministerul industriei petrolului și chimiei. Procese și aparate în industria chimică. Editura tehnică, 1959.
8. NERESCU, I. și RADCENCO, V. *Analiza energetică a proceselor termice.* București, Editura tehnică, 1970.
9. PASTEUR, H. W. *Refrigeration Practice.* În: *Cremer-Davies:* Chemical Engineering Practice, 6-Vol. London, Butterworths Scientific Publications, 1958.
10. SCHLEIER, E. *Frigotehnică.* În: Manualul Inginerului Chimist, vol. IV, București, Editura tehnică, 1964.
11. WISKEMANN, R. *Kältetechnik und Gasverflüssigung.* În: *Ullmanns* Enzyklopädie der technischen Chemie, III. Aufl. 1. Bd, München—Berlin, Urban & Schwarzenberg, 1951.

Scanned with OKEN Scanner

Vaporizarea

Prin *vaporizare* sau *evaporare* se înțelege operația prin care un lichid este transformat în vapori. De obicei vaporizarea se face cu aport de căldură din exterior; o vaporizare parțială se poate face și prin micșorarea presiunii. Cînd vaporizarea are loc la temperatura de fierbere, operația se numește *fierbere*. În sens restrîns, termenul de vaporizare se folosește cînd transformarea lichidului în vapori se face la o temperatură inferioară punctului de fierbere.

Căldură
- externă
  - încălzire directă cu gaze de ardere → *uscare*
  - încălzire indirectă
    - la temperaturi joase → *vaporizare*
    - la punctul de fierbere → *evaporare (fierbere)*
- internă (destindere la presiune mai joasă) → *vaporizare parțială*

Teoria cinetică explică vaporizarea în modul următor: prin încălzire, moleculele lichidului își măresc energia, moleculele cu energie mare pot învinge forțele de atracție ale moleculelor vecine de lichid și trec în faza gazoasă; cu creșterea temperaturii, crește și numărul moleculelor cu energii capabile să învingă forțele de coeziune. Pe de altă parte, din faza gazoasă moleculele cu energii mai mici trec în fază lichidă, condensîndu-se. Sistemul lichid-vapori atinge o stare de echilibru, macroscopic, caracterizat printr-o concentrație a vaporilor — sau o presiune parțială —, a cărei valoare depinde de natura substanței și de temperatură. Cînd presiunea parțială a vaporilor devine egală cu presiunea (totală) sub care se găsește lichidul, se produce fierberea. Dacă vaporii nu sînt evacuați, presiunea și temperatura lichidului cresc; dacă vaporii sînt evacuați, se stabilește — pentru lichidele unare (pure) — o presiune și temperatură corespunzătoare, rezultate din debitul de formare a vaporilor (în funcție de afluxul de căldură) și debitul evacuării lor.

Dependența căldurii de vaporizare de temperatura și metodele de calcul au fost arătate în capitolul 3 (vol. I).

Căldura necesară vaporizării poate fi furnizată: 1) prin contactul direct între lichidul de vaporizat și aerul cald sau gazele de ardere ori

2) prin încălzire indirectă de la un focar sau un purtător de căldură (de obicei, abur).

La primul caz, gazele au rolul de a furniza căldura necesară vaporizării și de a lua cu ele vaporii rezultați, faza gazoasă este formată din doi componenți: gazul și vaporii; vaporizarea se face la o temperatură inferioară punctului de fierbere. Contactul între lichid și gazele calde (nesaturate în vapori de apă) se face: a) prin expunerea lichidului la acțiunea aerului atmosferic, b) prin trecerea (forțată) a aerului sau a gazelor de ardere paralel cu suprafața lichidului aflat în recipiente largi (tăvi), c) prin barbotarea gazelor prin lichidul de vaporizat, d) prin pulverizarea lichidului în aer sau într-un turn prin care circulă aerul sau gazele de ardere. Vaporizarea este efectul difuziunii moleculelor de lichid în gazul de încălzire, tinzînd către saturarea gazului cu vaporii lichidului. Acest mod de vaporizare are toate caracteristicile operației de uscare și este cercetat în capitolul 24.

În al doilea caz, vaporizarea se face la fierbere, sub presiune subatmosferică (în vid), atmosferică (în recipiente deschise) sau supraatmosferică.

În industria de prelucrare, vaporizarea are aplicații numeroase și importante, de exemplu: concentrarea soluțiilor de săruri procedînd sau simultan cu cristalizarea (exemplu: cromat de sodiu, bicromat de sodiu), concentrarea soluțiilor de hidroxid de sodiu, concentrarea soluțiilor de tananți, concentrarea siropului de zahăr ș.a. Aproape totdeauna trecerea unui produs din stare de soluție în stare solidă implică una sau mai multe operații de vaporizare. Ca aplicații secundare, pentru scopul urmărit aici, trebuie menționate producerea aburului și a apei distilate.

22.1. Factorii care influențează vaporizarea

Factorii mai importanți care influențează operația de vaporizare, aplicată la concentrația soluțiilor, sînt arătați în tabelul 22.1.

Pentru cîțiva din acești factori sînt necesare precizările de mai jos.

22.1.1. Presiunea de vapori și temperatura de fierbere a soluției

Substanțele solide micșorează presiunea de vapori a solventului în care sînt dizolvate; ca urmare, soluțiile substanțelor solide fierb la temperaturi mai mari decît solventul pur, la aceeași presiune. Pentru protejarea instalațiilor de vaporizare este necesar să se cunoască presiunile de vapori ale soluțiilor de diferite concentrații și temperaturile lor de fierbere. Cîteva metode de calcul sînt date în continuare.

a) *Pentru soluții diluate*, creșterea temperaturii de fierbere este proporțională cu concentrația molară a soluțiilor, indiferent de natura solventului; factorul de proporționalitate, adică creșterea temperaturii de fierbere raportată la un mol de solvent în 1 000 g solvent depinde de natura solventului (tabelul 22.2).

Scanned with OKEN Scanner

Tabelul 22.1

Factori care influențează concentrarea soluțiilor

Factorii referitori la soluția diluată	Natura soluției (natura solventului și a solvatului) Concentrația soluției Fluctuațiile concentrației Solubilitatea solvatului Cantitatea (sau debitul) soluției Fluctuațiile debitului Temperatura soluției la intrarea în instalație Proprietățile soluției și variația lor cu concentrația și temperatura: — presiunea de vapori — căldura de vaporizare — căldura masică — viscozitatea — conductivitatea termică — densitatea Formarea de spumă Formarea de depozite, cristale, crustă, mîl Sensibilitatea termică Agresivitatea chimică
Factorii referitori la produs	Forma produsului: soluție, sirop, cristale, condensat Concentrația soluției finale Proprietățile produsului (ca la soluția diluată) Cantitatea (sau debitul) produsului
Factorii referitori la operații și la instalația de vaporizare	Funcționarea discontinuă (în șarje) sau continuă a instalației Tipul vaporizatorului Numărul vaporizatoarelor Circulația vaporilor în instalație Circulația soluției în vaporizator Circulația soluției în instalație Prizele de vapori Evacuarea vaporilor (în aer sau în condensator) Presiunea și temperatura în vaporizatoare Presiunea hidrostatică în vaporizatoare Apa evacuată din vaporizatoare Caracteristicile aburului proaspăt Consumul de abur Durata operației de vaporizare Materiale de construcție pentru vaporizatoare, pompe etc. Debitul apei de răcire Temperatura apei de răcire în condensator Costul instalației (investiție) Costul operației

b) *După regula empirică a lui Babo,* pentru soluțiile apoase, raportul dintre presiunea de vapori p_s a soluției și presiunea de vapori a apei p_a este constant și independent de temperatura de fierbere cînd concentrația soluției este constantă. Și această regulă este valabilă pentru soluții diluate, dar poate fi extinsă și la soluții concentrate dacă se aplică corecția (propusă de *Stabnikov*) în funcție de presiunea p_a și de raportul p_s/p_a; corecția Δt_c (tabelul 22.3) se adaugă sau se scade din valoarea temperaturii rezultate din aplicarea regulei lui *Babo,* după cum dizolvarea substanței anhidre este exotermă, respectiv, endotermă.

Scanned with OKEN Scanner

Tabelul 22.2

Ridicarea punctului de fierbere Δt/mol pentru cîțiva solvenți

Solventul	Δt [K/mol]
Amoniac	0,34
Apă	0,511
Alcool etilic	1,20
Benzen	2,57
Fenol	3,60
Anilină	3,69

Tabelul 22.3

Corecția Δt_c

p_s/p_a la presiunea normală	0,9	0,8	0,7	0,6	0,5	0,4	0,3	Δt_c [K]
p_s [torr]	100	200	400	450	500	550	650	0,9
	0	50	200	350	450	500	550	1,8
	0	0	100	275	300	350	400	2,6
	0	0	0	150	200	250	300	3,6

Exemplu. Să se calculeze temperatura de fierbere a unei soluții de 30% hidroxid de sodiu, în apă, la presiunea de $0{,}45 \cdot 10^5$ Pa (0,5 kgf/cm^2).

Exemplul se rezolvă pe baza constanței raportului p_s/p_a, considerat întîi în condiții la care se cunoaște temperatura de fierbere a soluției (tabelul 22.4), la presiune atmosferică și apoi în condițiile p_s', p_a', t' cerute. Dizolvarea hidroxidului de sodiu fiind exotermă, corecția Δt_c (rezultată din interpolarea datelor din tabelul 22.3) se adaugă rezultatelor obținute prin aplicarea regulei lui Babo.

1	Solventul		apă	—	Dat
2	Solutul		NaOH		Dat
3	Concentrația soluției		30	%	Dată
4	Presiunea sub care se găsește soluția	p_s'	$0{,}49 \cdot 10^5$	Pa	Dată
	idem		368	torr	
5	Presiunea atmosferică	p_a	$1{,}013 \cdot 10^5$	Pa	Dată
	idem		760	torr	
6	Temperatura de fierbere a soluției la p_s	t	117,5	°C	Tabelul 22.4
7	Presiunea de vapori a apei la t	p_a	$1{,}884 \cdot 10^5$	Pa	Tab. vap. de apă
	idem		1 413	torr	
8	Raportul p_s/p_a	p_s/p_a	0,538	—	(5)/(7)
9	Presiunea de vapori a apei, la t'	p_a'	$0{,}911 \cdot 10^5$	Pa	(4)/(8)
	idem		683	torr	
10	Temperatura vaporilor de apă, la p_a'	t_a'	96,7	°C	Tab. vap. de apă
11	Corecția	Δt_c	2,0	K	Tabelul 22.3
12	Temperatura de fierbere a soluției la p_a'	t_c'	98,7	°C	(10)+(11)

Scanned with OKEN Scanner

Tabelul 22.4

Temperaturile de fierbere ale unor soluții apoase, la presiunea atmosferică (după Braines)

Temperatura [°C]	Concentrația, [%]			
	KOH	NaOH	NaCl	$MgCl_2$
101	4,49	4,12	6,19	4,67
102	8,51	7,40	11,03	8,42
103	11,97	10,15	14,67	11,66
104	14,82	12,51	17,69	14,31
105	17,01	14,53	20,32	16,59
107	20,88	18,32	25,09	20,32
110	25,65	23,08	28,92[2]	24,41
115	31,97	26,21		29,48
120	36,51	33,77		33,07
125	40,23	37,58		36,02
140	48,05	48,32		38,61
160	54,89	60,13		
180	60,41	69,97		
200	64,91	77,53		
220	68,73	84,03		
240	72,46	88,89		
260	75,76	93,02		
280	78,95	95,92		
300	81,63	98,47[1]		
340	86,18			

[1] la 314 °C;
[2] la 108 °C.

c. *Formula lui Tișcenko.* Temperatura de fierbere a unei soluții poate fi calculată cu ajutorul formulei aproximative a lui Tișcenko:

$$\Delta t = (\Delta t)_n \left(\frac{T_2}{T_n}\right)^2 \frac{r_n}{r} \qquad (22.1)$$

în care:

Δt este diferența dintre temperatura de fierbere a soluției și temperatura de fierbere a apei, la aceeași presiune;
$(\Delta t)_n$ — diferența de temperatură Δt, la presiunea normală;
T — temperatura absolută de fierbere a solventului, la presiunea de fierbere a soluției;
T_n — temperatura de fierbere a solventului, la presiunea normală;
r — căldura de vaporizare a lichidului, la temperatura de fierbere a soluției;
r_n — căldura de vaporizare a lichidului, la presiunea normală.

Valorile creșterii punctului de fierbere $(\Delta t)_n$ la presiunea atmosferică, pentru cîteva soluții, sînt date de tabelul 22.5.

Exemplu. Rezolvînd problema din exemplul precedent cu ajutorul ecuației lui Tișcenko, se obține:

$$\Delta t = (117-100)\left(\frac{81+273}{100+273}\right)^2 \frac{539}{551} = 15{,}4 \text{ K}$$

$$t_c' = 81{,}0+15{,}4 = 96{,}4°C$$

Tabelul 22.5

Creşterea punctului de fierbere $(\Delta t)_n$ la presiunea normală pentru cîteva soluţii apoase, [K]

Solventul	Concentraţia soluţiei, [%]							
	10	20	30	40	50	60	70	80
Zahăr	0,1	0,3	0,6	1,2	2,0	3,3	5,4	—
$(NH_4)_2SO_4$	0,7	1,6	2,9	4,7	7,7	—	—	—
Na_2SO_4	0,8	1,8	2,8	—	—	—	—	—
KNO_3	0,9	2,0	3,2	4,5	6,1	8,5	11,6	—
NH_4NO_3	—	—	4,1	6,3	9,1	13,2	19,0	28,0
$NaNO_3$	1,2	2,6	4,5	6,8	10,0	14,5	—	—
NaCl	1,9	4,9	9,5	—	—	—	—	—
$CaCl_2$	1,5	4,5	10,5	19,0	30,0	43,0	60,0	—
KOH	—	—	12,2	23,0	45,0	78,8	126,5	190,5
$MgCl_2$	2,0	6,6	15,4	—	—	—	—	—
NaOH	2,8	8,2	17,0	28,0	42,2	59,5	79,6	106,6

d) *Cu ajutorul diagramelor* cunoscute: 1) *Dühring* (t_a, t_s); 2) *Kireev* şi *Othmer* (lg p_s, lg p_a) şi 3) diagrama lg p_s, $1/T_s$ — în care indicele a se referă la apă ca lichid de referinţă, iar indicele s la soluţie — se obţine cîte o linie, practic dreaptă, pentru fiecare concentraţie a unei soluţii. Pentru trasarea acestor diagrame este necesar să se cunoască două puncte, adică pentru fiecare soluţie să se cunoască presiunile de vapori la două temperaturi (unul din aceste două puncte este de obicei punctul de fierbere sub presiune normală. În fig. 22.1 este reprezentată diagrama lg p_s, $1/T_s$ pentru soluţii de hidroxid de sodiu şi pentru apă (dreapta corespunzătoare concentraţiei zero).

Exemplu. Folosind diagrama din fig. 22.1, să se rezolve problema din exemplul precedent. Se obţine $t_c' = 97$ °C

22.1.2. Presiunea hidrostatică în vaporizatoare

Cînd fierberea unui lichid se face în strat gros, presiunea hidrostatică a lichidului se adaugă presiunii de la suprafaţa lichidului, cu efectul că lichidul va fierbe la temperaturi mai înalte cu cît porţiunea considerată de lichid se găseşte la adîncime mai mare. Diferenţele dintre temperatura de fierbere a lichidului de la suprafaţă şi de la fundul evaporatorului sînt mai mari, cu cît presiunea sub care se face fierberea este mai joasă.

Exemplu. Într-un evaporator fierbere o soluţie diluată, ale cărei constante fizice sînt egale cu ale apei. Să se calculeze influenţa stratului de lichid asupra temperaturii de fierbere şi să se pună în evidenţă influenţa presiunii sub care se face fierberea, calculînd întîi pentru presiunea de $1{,}013 \cdot 10^5$ Pa (760 torr) şi apoi pentru presiunea de $0{,}1333 \cdot 10^5$ Pa (100 torr). Înălţimea stratului de lichid în evaporator este de 2,0 m.

1	Înălţimea stratului de lichid în evaporator		2,0	m	Dată
2	Greutatea specifică a soluţiei	γ	1 000	kgf/m³	Dată
	idem		9 807	N/m³	

3	Presiunea în evaporator	p_s	760	torr	Dată
	idem		$1{,}013 \cdot 10^5$	Pa	
4	Presiunea hidrostatică la fundul evaporatorului		2 000	kgf/m^2	(1)·(2)
	idem		$0{,}196 \cdot 10^5$	Pa	
	idem		0,200	kgf/cm^2	
6	Temperatura de fierbere la suprafață, la p_s	t_s	100	°C	Tabele vapori
7	Temperatura de fierbere la fund, la p_f	t_f	105	°C	Tabele vapori
8	Diferența de temperatură	Δt	5	K	(7)—(6)
3′	Presiunea în evaporator	p'_s	100	torr	Dată
	idem		0,136	kgf/cm^2	
	idem		$0{,}133 \cdot 10^5$	Pa	
5′	Presiunea (totală) la fundul evaporatorului	p'_f	0,336	kgf/cm^2	(3′)+(4)
	idem		$0{,}330 \cdot 10^5$	Pa	
6′	Temperatura de fierbere la suprafață; la p'_s	t'_s	51,7	°C	Tabele vapori
7′	Temperatura de fierbere la fund, la p'_f	t'_f	71,4	°C	Tabele vapori
8′	Diferența de temperatură	Δt	19,7	K	(7′)—(6′)

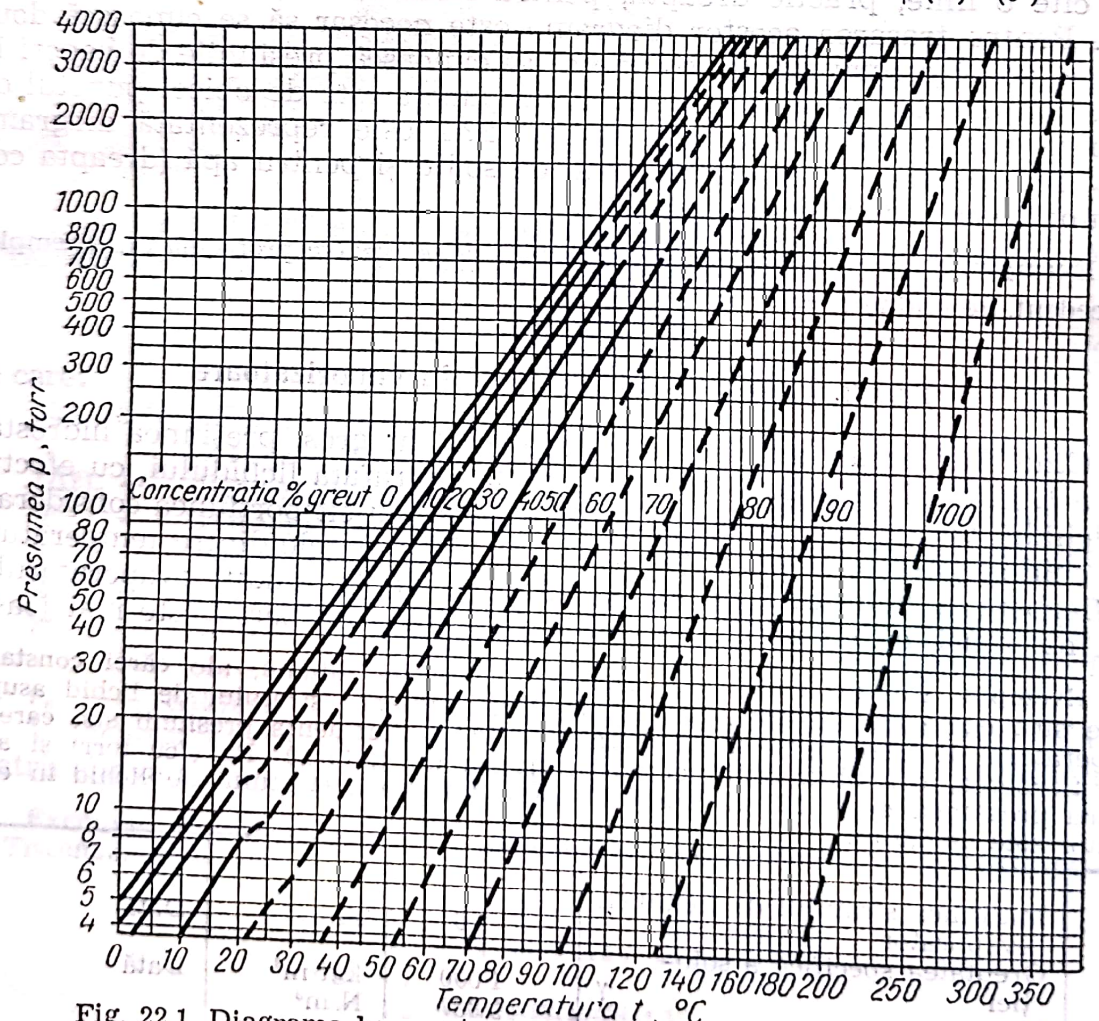


Fig. 22.1. Diagrama lg p_s, $1/T_s$ pentru soluții de hidroxid de sodiu.

Scanned with OKEN Scanner

În realitate, diferența dintre temperatura de fierbere la suprafața lichidului și la fundul evaporatorului este mai mică decît cea calculată din cauza agitării intense a lichidului și din cauza că, în timpul fierberii, greutatea specifică scade prin prezența bulelor de vapori.

22.1.3. Sensibilitatea termică a soluției

Multe din produsele, în special cele organice, care sînt concentrate în instalațiile de vaporizare (tananți vegetali, sucuri de fructe, extracte vegetale, produse farmaceutice, lapte, ouă ș.a.) se degradează la încălzire. Degradarea poate fi descompunerea chimică, volatilizarea unui component (de exemplu a vitaminelor), pierderea unor proprietăți organoleptice (miros, gust), decolorare, caramelizarea.

Degradarea crește cu creșterea temperaturii (începînd de la o anumită limită) și cu durata încălzirii. De aceea, pentru produsele termolabile, se caută ca operația de evaporare să se facă în timp cît mai scurt, la temperaturi cît mai joase și cu evitarea supraîncălzirilor, preferîndu-se aparatele în care evaporarea se face în volum mic de lichid (strat subțire, film sau picături) [7].

22.2. Procedee de vaporizare

Menținînd deosebirea dintre vaporizare și uscare (v. pag. 402), vor fi arătate aici procedeele în care eliminarea apei din soluția diluată se face prin încălzire indirectă astfel încît faza gazoasă să conțină numai vaporii solventului (cu urme de solut antrenat și cantități mici de gaze necondensabile — în special aer).

Sînt considerate ca procedee de vaporizare în sensul de mai sus: vaporizarea simplă, vaporizarea cu efect multiplu și vaporizarea cu pompă de căldură.

22.2.1. Vaporizarea simplă

Vaporizarea simplă constă din fierberea soluției diluate pînă la atingerea concentrației finale (cerute); vaporii rezultați din fierbere (vaporii secundari) sînt eliminați în atmosferă (la unități mici, rudimentare) sau sînt conduși într-un condensator. Fierberea se poate face la presiune atmosferică sau sub depresiune (vid). Vaporizatorul este încălzit, de obicei cu vapori de apă (abur primar) și, rareori, cu alți purtători de căldură sau cu foc direct.

Vaporizarea simplă poate fi discontinuă sau continuă.

Procedeul discontinuu este în regim nestaționar: încărcarea vaporizatorului cu soluție diluată și evaporarea soluției concentrate se fac periodic, în șarje.

Procedeul continuu decurge în regim staționar: concentrațiile, temperaturile și debitele sînt constante în timp, în fiecare punct al insta-

Scanned with OKEN Scanner

lației. Evaporatorul, încălzit cu abur (de exemplu printr-un sistem tubular), este alimentat continuu cu soluție diluată; din vaporizator ies continuu vapori secundari care sînt conduși în condensator; se evacuează continuu soluție concentrată. Concentrația finală depinde de concentrația și debitul soluției diluate și de debitul și entalpia aburului (primar) de încălzire.

În vaporizatoarele care lucrează la presiune subatmosferică, depresiunea se realizează prin condensarea vaporilor secundari, într-un condensator, și se menține cu o pompă de vid (v. cap. 12, vol. I).

Vaporizarea sub depresiune (în vid) consumă ceva mai multă căldură, din cauză că temperatura de fierbere, fiind mai scăzută, căldura de vaporizare este mai mare. Se ține seamă numai de căldura de vaporizare pentru că, de cele mai multe ori, soluția diluată este preîncălzită la temperatura de fierbere prin recuperarea căldurii din soluția concentrată sau din alte surse ori deșeuri de căldură.

Evaporarea sub depresiune are, totuși, aplicații numeroase, decurgînd din următoarele avantaje: a) temperatura mai joasă de fierbere, b) pierderi mai mici de căldură în exterior, c) menajarea substanțelor termolabile, d) producția mai mare prin mărirea diferenței dintre temperatura aburului primar (de încălzire) și temperatura lichidului în fierbere, e) micșorarea aparatului pentru aceeași producție, f) posibilitatea folosirii aburului primar de joasă presiune (de exemplu, a aburului „mort" de la o mașină de abur, turbină sau pompă), folosirea aburului primar de încălzire cu presiuni acceptabile ca urmare a căldurii temperaturii de fierbere la concentrarea lichidelor greu volatile, h) economie de metal prin micșorarea presiunii necesare a aburului primar.

22.2.1.1. **Calculul instalației pentru vaporizarea simplă.** a) *Bilanțul materialelor*. Ținînd seama că aburul primar (de încălzire) iese cantitativ sub formă de condensat, bilanțul de materiale al unui vaporizator se face, de obicei, numai pentru spațiul de fierbere în care intră soluția diluată și ies vaporii secundari rezultați din evaporare și soluția concentrată (sau cristale).

Rezultă următoarele bilanțuri de materiale:

— bilanț total: $S=W+P$ (22.1)

— bilanțul soluției diluate: $S=S_a+S_s$ (22.2)

— bilanțul vaporilor secundari: $W=W_a+W_s$ (22.3)

— bilanțul produsului: $P=P_a+P_s$ (22.4)

— bilanțul solventului: $S_a=Q_a+P_a$ (22.5)

— bilanțul solvatului: $S_s=W_s+P_s$ (22.6)

În aceste relații:

S este cantitatea sau debitul soluției diluate;

Q — cantitatea sau debitul de vapori secundari;

P — cantitatea sau debitul de produs.

Indicii a și s se referă la solvent și la solvat; de exemplu

S_a este cantitatea sau debitul de solvent din soluția diluată.

Scanned with OKEN Scanner

Concentrațiile, în %, rezultă din relațiile:

— concentrația solvatului în soluția diluată: $C_{s,\,S}=100\ S_s/S$ (22.7)

— concentrația solventului în soluția diluată: $C_{a,\,S}=100\ S_a/S$ (22.8)

— concentrația solvatului în vaporii secundari: $C_{s,\,W}=100\ W_s/W$ (22.9)

— concentrația solventului în vapori secundari: $C_{a,W}=100\ W_a/W$ (22.10)

— concentrația solvatului în produs: $C_{s,P}=100\ P_s/P$ (22.11)

— concentrația solventului în produs: $C_{a,P}=100\ P_a/P$ (22.12)

Cu ajutorul ecuațiilor precedente se rezolvă problemele în legătură cu bilanțul de materiale, de exemplu, debitul apei evaporate, în funcție de concentrația inițială $C_{s,\,S}$ și finală $C_{s,\,P}$: se deduce:

— din bilanțul total (ecuația 22.1)

$$S-P=W \tag{22.13}$$

— din bilanțul solvatului (ecuația 22.6), considerînd lipsa solvatului din vapori secundari:

$$SC_{s,\,S}-PC_{s,P}=0 \tag{22.14}$$

cu rezultatul:

$$W=S\left(1-\frac{C_{s,\,S}}{C_{s,\,P}}\right) \tag{22.15}$$

Exemplu. Să se calculeze: 1) debitul de apă vaporizată și 2) cantitatea de apă vaporizată pe kilogramul de solvat într-un vaporizator în care se concentrează 1 000 kg/h soluție 10% din hidroxid de sodiu pentru a obține o soluție de 50%. Concentrația solvatului în vaporii secundari se consideră egală cu zero. Cum variază mărimea W/S, de apă evaporată, raportată la kilogramul de solut, în funcție de concentrația soluției diluate?

Notînd cu x concentrația solvatului în soluția inițială, se obține:

— bilanțul total $1\,000=W+P$

— bilanțul solvatului $\frac{x}{100}1\,000=\frac{50}{100}P$

— bilanțul solventului $\frac{100-x}{100}1\,000=W+\frac{50}{100}P$

Cu $x=10$, rezultă:

— produsul obținut $P=200$ kg/h

— apă vaporizată $W=800$ kg/h

— raportul W/S_1 $\frac{W}{S}=\frac{800}{\frac{10}{100}1\,000}=\frac{\text{kg apă evaporată}}{\text{kg solvat}}$

Scanned with OKEN Scanner

Cu diferite valori pentru x se obțin valorile W/S_s din tabelul 22.6.

Tabelul 22.6

Varia raportului W/S_s în funcție de concentrația inițială

x	P	W	W/S_s
1	20	980	98
2	40	960	48
3	60	940	31,3
4	80	920	23,0
5	100	900	18,0
10	200	800	8,0
15	300	700	4,67
20	400	600	3,00
30	600	400	1,33
40	800	200	0,50
50	1 000	0	0,00

Ultima coloană a tabelului 22.6 arată că pentru un kilogram de substanță dizolvată, se vaporizează cu atît mai puțină apă cu cît soluția inițială este mai concentrată și că scăderea apei vaporizate este mai rapidă decît creșterea concentrației. De aceea, cînd un proces tehnologic include o operație de concentrare prin vaporizare, trebuie să se cerceteze toate posibilitățile pentru evitarea diluării nejustificate a soluției introduse în vaporizator.

Tabelul 22.7 servește pentru determinarea cantității de apă care trebuie vaporizată din 1 000 kg de soluție de concentrație inițială $C_{s,s}$ pentru a o aduce la concentrația $C_{s,P}$.

Tabelul 22.7

Apă de vaporizat din 1 000 kg soluție inițială de concentrație $C_{s,R}$ pentru a obține un produs de concentrație $C_{s,P}$

$C_{s,S}$ [%]	$C_{s,P}$ [%]														
	10	12	15	20	25	30	35	40	45	50	60	70	80	90	100
1	900	917	933	950	960	967	972	975	978	980	983	986	987	989	990
2	800	833	867	900	920	933	943	950	956	960	967	971	975	978	980
3	700	750	800	850	880	900	914	925	933	940	950	957	962	967	970
4	600	667	733	800	840	867	886	900	911	920	933	943	950	956	960
5	500	583	667	750	800	833	857	875	889	900	917	929	937	944	950
6	400	500	600	700	760	800	829	850	867	880	900	914	925	933	940
08	200	333	467	600	680	733	772	800	822	840	867	886	900	911	920
10	0	166	333	500	600	667	714	750	779	800	833	857	875	889	900
12		0	200	400	520	600	657	700	733	760	800	829	850	867	880
15			0	250	400	500	572	625	667	700	750	796	812	833	850
20				0	167	333	429	500	556	600	667	714	750	778	800
25					0	167	286	375	445	500	583	643	688	722	750
50						0	144	250	333	400	500	572	625	667	700
03							0	125	222	300	417	500	562	611	650
34								0	112	200	334	429	500	555	600
45									0	100	250	357	438	500	550
5										0	167	285	275	444	500

Scanned with OKEN Scanner

b) *Bilanțul termic.* În schița din fig. 22.2 sînt indicate căldurile care sînt aduse într-un vaporizator și cele care ies din vaporizator: se consideră că vaporizatorul funcționează continuu (în regim staționar).

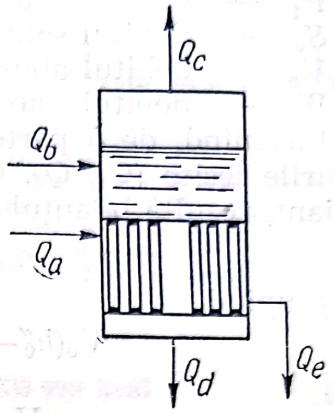


Fig. 22.2. Schiță pentru deducerea bilanțului termic într-un vaporizator.

Căldura Q_a adusă în unitatea de timp, de aburul (primar) de încălzire, considerat abur saturat, este:

$$Q_a = V_o h_o \tag{22.16}$$

Căldura Q_b adusă, în unitatea de timp, de soluția diluată, este:

$$Q_b = S_o h_s = S_o c_o t_o \tag{22.17}$$

Căldura Q_c ieșită, în unitatea de timp, cu vaporii secundari, rezultați din vaporizarea (concentrarea) soluției, este:

$$Q_c = W_l h_l \tag{22.18}$$

Căldura Q_d ieșită, în unitate de timp, cu soluția concentrată (produsul), este:

$$Q_d = P_l h_p = P_l c_l t_l \tag{22.19}$$

Dacă se acceptă aditivitatea capacităților calorice pentru componentele soluției inițiale:

$$S_o c_o = P_l c_l + W_l c_a \tag{22.20}$$

ecuația (22.19) devine:

$$Q_d = (S_o c_o - W_l c_o) t_l \tag{22.21}$$

Căldura Q_e ieșită în unitatea de timp cu condensatul este:

$$Q_e = V_o h_0' \tag{22.22}$$

această ecuație presupune că temperatura condensatului la ieșire este egală cu temperatura de condensare.

În ecuațiile (22.16) — (22.22),

c_o este căldura masică a soluției diluate;
c_a — căldura masică a solventului;
h_0'' — entalpia aburului (supraîncălzit) primar;
h_0' — entalpia condensatului;
h_1'' — entalpia vaporilor secundari;
h_s — entalpia soluției diluate;

h_p — entalpia soluției concentrate (produsului);
t_o — temperatura soluției diluate;
t_1 — temperatura din vaporizator;
P_1 — debitul produsului (soluției concentrate);
S_o — debitul soluției diluate;
V_o — debitul aburului primar=debitul condensatului;
W_l — debitul vaporilor secundari=debitul apei evaporate.

Însumînd, de o parte, căldurile intrate (Q_a, Q_b) și de cealaltă parte, căldurile ieșite (Q_c, Q_d, Q_e) și neglijînd pierderile de căldură în mediul ambiant, rezultă bilanțul termic:

$$W_o h_0'' + S_0 c_0 t_0 = W_1 h_1'' + (S_0 c_0 - W_1 c_0) t + V_0 h_0' \tag{22.23}$$

sau, grupînd,

$$V_o(h_0'' - h_1^0) + S_o c_o (t_o - t_l) = W_l (h_1'' - c_0 t_1)$$

$$V_o \frac{h_0'' - h_1'}{h'' - c_0 t_1} + S_o c_o \frac{t_0 - t_1}{h'' - c_0 t_1} = W_1 \tag{22.24}$$

sau

$$\alpha V_o + \beta S_o = W_l \tag{22.25}$$

în care:

$$\alpha = \frac{h_0'' - h_0'}{h'' - ct_1} \quad \text{și} \quad \beta = c_o \frac{t_0 - t_1}{h'' - ct_1} \tag{22.26}$$

Coeficientul α, numit *de Kasatkin coeficient de vaporizare*, este raportul dintre căldura $(h_0'' - h_0')$ lăsată în vaporizator de unitatea de masă de abur primar și căldura $(h_1'' - c_o t_l)$ necesară pentru vaporizarea unei unități de masă în condițiile din vaporizator; rezultă că α reprezintă numărul de kilograme de dizolvant vaporizate de un kilogram de abur primar.

Coeficientul β, numit *coeficient de autovaporizare*, este raportul dintre căldura $c_0(t_0 - t_1)$, adusă de unitatea de masă din soluția inițială cînd trece de la temperatura t_0 de intrare, la temperatura t_1 din evaporator și căldura $(h - c_0 t_1)$; rezultă că reprezintă numărul de kilograme de solvent vaporizat de un kilogram de soluție diluată, intrată în vaporizator. Coeficientul de autovaporizare este pozitiv cînd soluția diluată intră în vaporizator cu o temperatură t_0 mai mare decît temperatura t_1 din vaporizator și este negativ cînd $t_0 < t_1$.

Debitul aburului de încălzire este:

$$V_0 = \frac{W_1 - \beta G_0}{\alpha} \tag{22.27}$$

sau, dacă condensatul este evacuat la temperatura de condensare $(h_0'' - h_0' = r_o$=căldura de vaporizare a aburului primar),

$$V_o = \frac{W_1 (h_0'' - c_0 t_1) - S_0 c_0 (t_0 - t_1)}{r_0} \tag{22.28}$$

În condiții normale de lucru termenul $S_0 c_0 (t_0 - t_1)$ este mic față de $W_1(h_1'' - c_0 t_1)$; pe de altă parte, cînd solventul este apa, $(h_1'' - c_0 t_1)$ este apropiat de r_0. Cu această simplificare rezultă:

$$V_0 \approx W_1 \tag{22.29}$$

Scanned with OKEN Scanner

cantitatea de vapori secundari W_1 rezultată din vaporizare este deci aproximativ egală cu cantitatea de abur (primr) necesară pentru încălzire.

Exemplu. Să se calculeze aburul necesar pentru a vaporiza 1 000 kg apă dintr-o soluție și să se compare Q_c conținută în vaporii secundari cu căldura Q_a conținută în aburul primar. Presiunea absolută a aburului primar este de $1{,}96 \cdot 10^5$ Pa (2 kg/cm^2). Temperatura vaporilor secundari este de 100 °C, soluția diluată este preîncălzită la 100 °C.

Cu aceste date, ecuația (22.28) devine:

$$V_0 = \frac{1\,000(638{,}9 - 100)}{526{,}0} = 1\,025 \text{ kg}$$

Masa vaporilor secundari reprezintă în acest caz 97,7% din masa aburului primar de încălzire.

Căldura Q_c conținută în vaporii secundari este:

$$Q_c = W_1 h_1'' = 1\,000 \cdot 2\,675 = 2\,675\,000 \text{ kJ} = 638\,900 \text{ kcal} \qquad (22.30)$$

Căldura Q_a conținută în aburul primar de încălzire este:

$$Q_a = V_0 h_0'' = 1\,024 \cdot 2\,703 = 2\,769\,000 \text{ kJ} = 661\,400 \text{ kcal} \qquad (22.31)$$

Căldura conținută în vaporii secundari reprezintă, în acest caz, 96,6% din căldura conținută în aburul primar, de încălzire.

c) *Transferul termic în vaporizatoare.* Căldura cedată de aburul de încălzire care se condensează

$$Q = Q_a - Q_e \qquad (22.32)$$

și transmisă lichidului în fierbere

$$Q = Q_c + Q_d - Q_b \qquad (22.33)$$

trece prin peretele de încălzire, de arie A:

$$Q = kA\Delta t \qquad (22.34)$$

Coeficientul de transfer k depinde de mulți factori: constantele fizice ale soluției (funcție de concentrație și temperatură), adîncimea stratului de soluție în vaporizator, felul și intensitatea circulației soluției în interiorul vaporizatorului, prezența depunerilor pe suprafețele de încălzire, înălțimea la care începe fierberea soluției, lungimea țevilor fierbătoare etc.; din această cauză nu există corelații generale.

Importanța mare a factorilor care influențează transferul termic în vaporizatoare rezultă și din faptul că valoarea coeficientului k variază de la cîteva unități la cîteva mii de W/(m·K). Mici schimbări în construcția vaporizatorului, în proprietățile soluției sau în condițiile vaporizării dau schimbări importante în valoarea coeficientului total de transfer termic.

În vaporizatoarele tubulare standard (v. 22.2.1.2. c) coeficienții parțiali de transfer termic perete-soluție au valori cuprinse între 280 și 2 800 W/(m^2·k)=240—2 400 kcal/(m^2·h·K). Coeficientul parțial de transfer de la aburul de încălzire la perete are valori de ordinul de mărime 5 800 W/(m^2·K)=(5 000 kcal/(m^2·h·K). Trebuie să se țină seamă de obstacolele termice corespunzătoare peretelui țevii și crustei.

Scanned with OKEN Scanner

Există multe lucrări experimentale cu rezultatele rezumate și corelate în tabele, diagrame și formule cu aplicație restrînsă; unele dintre acestea consideră, în locul temperaturii soluției, o temperatură fictivă dedusă din măsurarea presiunii în spațiul de vapori secundari și relația presiune-temperatură a solventului. Bineînțeles, atunci cînd se folosesc aceste formule, valoarea coeficientului k este o valoare, de asemenea, fictivă, utilizabilă numai în legătură cu diferența fictivă de temperatură.

Cîteva formule care verifică satisfăcător rezultatele experimentale sînt date mai jos:

— Pentru vaporizatoarele tubulare, în care se poate considera că fierberea are loc deasupra țevilor — nu în interiorul lor — coeficientul parțial de transfer termic de la peretele țevilor la soluție este dat de formula:

$$\mathrm{Nu}=\frac{\alpha d}{\lambda}=0{,}225\left(\frac{c_p p d}{\lambda_l}\right)^{0{,}69}\left(\frac{p d \rho_l}{\sigma \rho_v}\right)^{0{,}31} \tag{22.35}$$

în care:

Nu este numărul lui Nusselt;
α — coeficientul parțial de transfer termic peretele țevii-soluție;
d — diametrul exterior al țevilor;
λ — conductivitatea termică a lichidului;
c_p — căldura masică la presiunea constantă a lichidului;
q — solicitarea termică a suprafeței țevilor=căldura transmisă pe unitatea de arie, în unitatea de timp;
r — căldura de vaporizare;
p — presiunea;
ρ_l — densitatea lichidului (soluției);
ρ_v — densitatea vaporilor;
σ — tensiunea superficială.

Formula (22.35) este valabilă în orice sistem coerent de unități de măsură.

Cînd fierberea începe în interiorul țevilor, valoarea coeficientului de transfer este mai mare decît cea care rezultă din ecuația (22.35).

— O altă metodă de calcul, aplicabilă la vaporizatoarele cu solicitări termice mari, folosește formulele (18.227) și (18.228).

Solicitarea termică a suprafețelor de încălzire se definește prin relațiile:

$$q=\frac{Q}{A}=\frac{kA\,\Delta t}{A}=k\Delta t=k(t_v-t_s) \tag{22.36}$$

în care:

Q este căldura transmisă în vaporizator, în unitatea de timp;
A — aria suprafeței de transfer (de încălzire);
k — coeficientul total de transfer;
Δt $=t_v-t_s$;
t — temperatura aburului de încălzire;
t_s — temperatura de fierbere a soluției.

Pentru prima aproximație a solicitării termice, se deduce coeficientul k cu ajutorul diagramei din fig. 22.3, care dă produsul $k\eta$ în funcție

Scanned with OKEN Scanner

de diferența de temperatură Δt; valoarea coeficientului k se obține împărțind valoarea citită pe ordonata diagramei, cu viscozitatea soluției η (în cP).

— Pentru vaporizatoarele cu circulație forțată se recomandă formula (22.37), corectată cu coeficientul 1,25:

$$Nu=0{,}029\ Re^{0,8}Pr^{0,4} \tag{22.37}$$

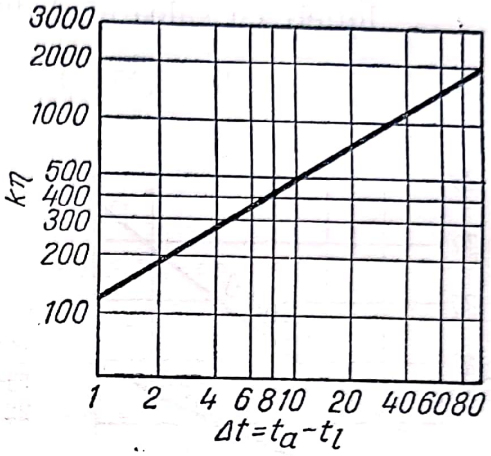


Fig. 22.3. Diagrama pentru determinarea coeficientului total de transfer în vaporizatoare.

— *M. A. Kicighin* și *N. I. Tobilovici* au dedus formula (22.38) pentru determinarea coeficientului de transfer perete-lichid. Ecuația se bazează pe date experimentale cu apă și cu soluții apoase de zahăr și de clorură de sodiu în țevi verticale cu diametrul 30 mm și lungimea de 1 200—1 400 mm, la solicitări termice de 2 500—120 000 W/(m²·K)=3 000—100 000 kcal/(m²·h·K) s-a stabilit că dacă lichidul care se vaporizează atinge un anumit nivel optim în circuitul de circulație — cînd lichidul se vaporizează practic de-a lungul întregii suprafețe a țevilor — fenomenul de transfer termic la vaporizarea în țevi este apropiat de cel de vaporizare într-un volum mare. În acest caz particular, α nu depinde de dimensiunile suprafeței de încălzire:

$$\frac{\alpha\delta}{\lambda}=3{,}25\cdot10^{-4}\left(\frac{q\delta}{r\gamma_v\lambda}c\gamma_l\right)^{0,6}\left(\frac{q\delta^3}{\upsilon^2}\right)^{0,125}\left(\frac{p\delta}{\sigma}\right)^{0,7} \tag{22.38}$$

unde:

λ este conductivitatea termică a lichidului;
c — căldura masică a lichidului;
γ_l — greutatea specifică a lichidului;
ν — viscozitatea cinematică a lichidului;
γ_v — greutatea specifică a vaporilor;
r — căldura de vaporizare;
p — presiunea absolută a lichidului;
σ — tensiunea superficială la separația vapori-lichid;
g — accelerația gravitațională;
$\delta = \sqrt{\sigma/(\gamma-\gamma_0)}$ — dimensiunea caracteristică, proporțională cu diametrul bulei de vapori în momentul desprinderii de pe suprafața caldă;
q — solicitarea termică.

Grupurile de mărimi din paranteze sînt adimensionale.
Ecuația (22.38) se folosește în forma:

$$\alpha = Kq^{0,6} \tag{22.39}$$

unde:
α este coeficientul parțial de transfer perete-lichid, în kcal/m²·h·K);
q — solicitarea termică a suprafeței de încălzire, în kcal/(m²·h);
K — mărime (depinzînd de natura, concentrația și temperatura soluției), cu valoarea dedusă din ecuația (22.40):

$$K = 3{,}25 \cdot 10^{-4} \frac{\lambda^{0,4} c^{0,6} \gamma^{0,267} g^{0,125} P^{0,7}}{r^{0,6} \gamma_v^{0,6} \upsilon^{0,25} \sigma^{0,363}} \tag{22.40}$$

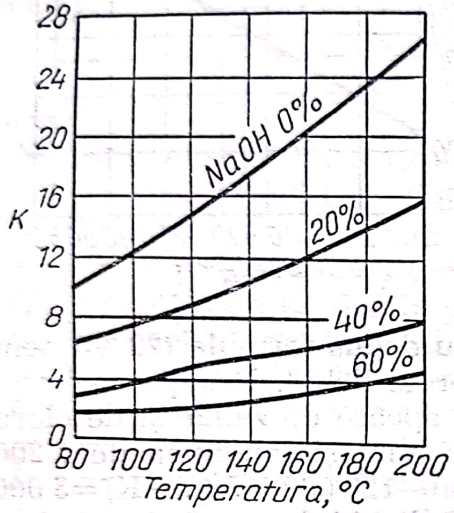


Fig. 22.4. Variația mărimii K (din ecuația 22.40) cu temperatura și concentrația, pentru soluțiile de hidroxid de sodiu.

Pentru soluțiile de bioxid de sodiu, valorile lui K se măsoară pe diagrama din fig. 22.4.

Căldură transmisă prin suprafața de încălzire a vaporizatoarelor descrește cu timpul din cauza depunerilor de crustă, cristale și mîl.

22.2.1.2. **Tipuri de vaporizatoare.** Pentru a răspunde numeroaselor condiții de lucru, arătate în tabelul 22.1, au fost construite un număr mare de tipuri de vaporizatoare:

După modul de încălzire, vaporizatoarele se clasifică în:
— vaporizatoare încălzite, cu căldură solară;
— vaporizatoare încălzite cu focul direct al unui focar;
— vaporizatoare încălzite prin serpentine sau manta de abur;
— vaporizatoare cu sisteme tubulare de încălzire;
— vaporizatoare cu alte sisteme de încălzire.

Primele trei grupe de vaporizatoare au aplicații restrînse sau sînt folosite în instalații mici, primitive. În acest capitol vor fi descrise numai vaporizatoarele importante pentru industria chimică; acestea aparțin ultimelor două grupe din clasificarea precedentă.

a) *Vaporizatoare cu țevi fierbătoare, orizontale.* Aceste vaporizatoare sînt formate dintr-un schimbător de căldură tubular în care aburul încălzește un fascicul de țevi orizontale, fierbătoare, cu un număr impar de treceri, parcurse o singură dată de către soluție, și un separator de soluție

Scanned with OKEN Scanner

concentrată, prevăzut cu șicane verticale; în țevile fierbătoare, soluția diluată este repartizată sub presiunea unei pompe prin intermediul unui mic recipient de distribuție (fig. 22.5).

Vaporizatoarele cu țevi fierbătoare orizontale sînt indicate pentru lichidele care produc spumă în timpul fierberii și pentru lichidele care se

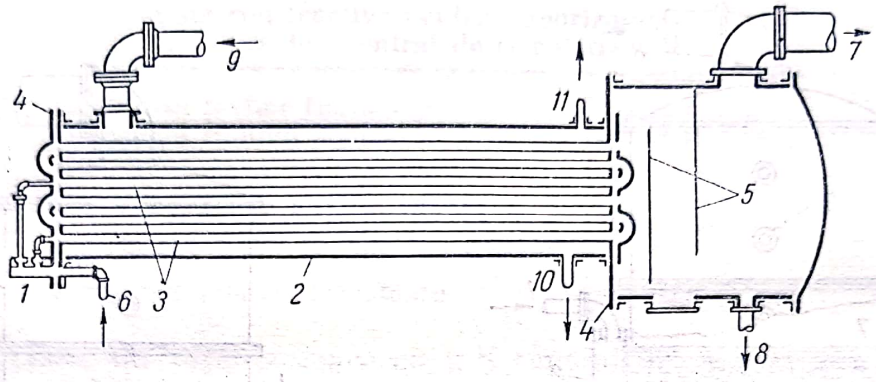


Fig. 22.5. Vaporizator cu țevi fierbătoare orizontale:
1 — recipient de distribuție; *2* — mantaua schimbătorului de căldură; *3* — două dintre țevile fasciculului de țevi fierbătoare; *4* — plăci tubulare; *5* — șicane pentru separarea soluției concentrate de vaporii secundari; *6* — alimentarea cu soluție diluată; *7* — ieșirea vaporilor secundari; *8* — ieșirea soluției concentrate; *9* — intrarea aburului (primar) de încălzire; *10* — ieșirea condensatului; *11* — aerisire.

degradează prin încălzire îndelungată. Viteza mare a lichidului în amestec cu volume din ce în ce mai mari de vapori (secundari), ridică mult valoarea coeficientului de transfer termic.

b) *Vaporizatoare cu țevi încălzitoare orizontale.* În fig. 22.6 și 22.7 sînt schițate două vaporizatoare cu țevi orizontale. Aburul de încălzire circulă prin țevi iar lichidul de vaporizat printre țevi. Țevile încălzitoare rezistă bine la presiunea aburului; aceste vaporizatoare sînt indicate cînd se lucrează cu abur de presiune mare. Circulația insuficientă în spațiul

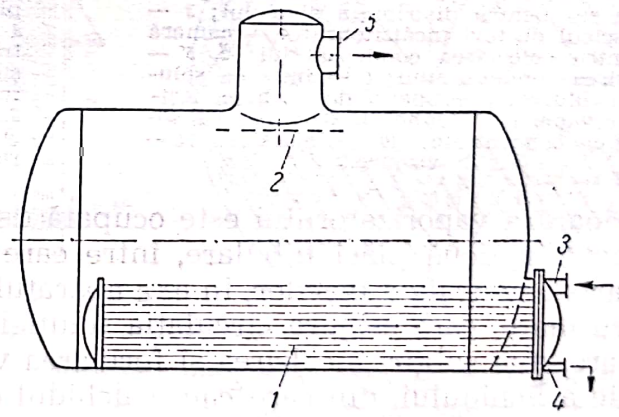


Fig. 22.6. Vaporizator cu țevi încălzitoare orizontale:
1 — fascicul de țevi încălzitoare; *2* — tablă de impact pentru separarea picăturilor din vapori; *3* — intrarea aburului de încălzire; *4* — ieșirea condensatului; *5* — ieșirea vaporilor secundari.

de fierbere mai cu seamă cînd soluția este concentrată sau vîscoasă, face ca vaporizatoarele cu țevi încălzitoare orizontale să fie folosite pentru soluții diluate și pentru obținerea apei distilate (de exemplu pentru alimentarea cazanelor de abur).

Vaporizatorul din fig. 22.6 are avantajul că întregul fascicul de țevi poate fi scos din aparat, pentru îndepărtarea crustei.

Scanned with OKEN Scanner

Vaporizatoarele cu țevi încălzitoare orizontale sînt din ce în ce mai puțin folosite în industria chimică din cauza greutății de curățare a crustelor care se depun pe exteriorul țevilor.

c) *Vaporizatoare verticale, cu tub interior de circulație.* Construcția clasică a acestui tip de vaporizatoare este arătată în fig. 22.8. Jumătatea

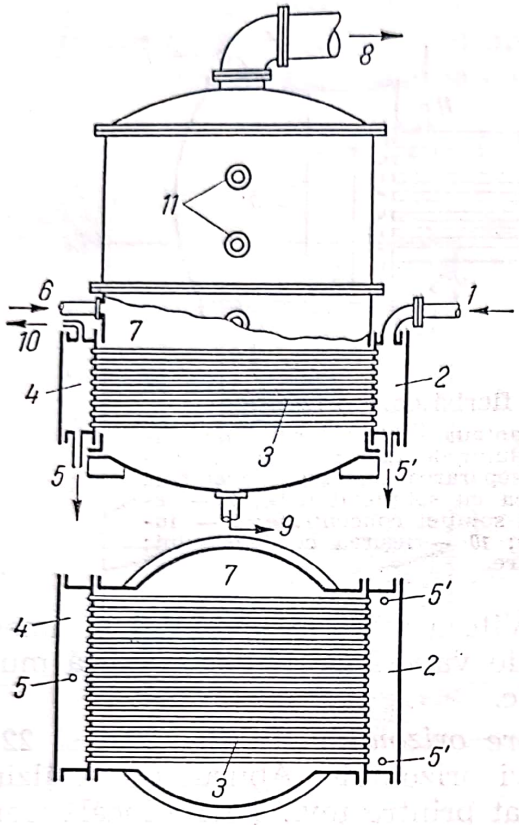


Fig. 22.7. Vaporizator vertical cu țevi încălzitoare orizontale:

1 — intrarea aburului de încălzire; *2* — camera pentru distribuția aburului; *3* — fascicul de țevi încălzitoare; *4* — cameră pentru colectarea condensatului; *5, 5'* — ieșirea condensatului; *6* — intrarea soluției diluate; *7* — spațiu de fierbere, ieșirea vaporilor secundari; *9* — ieșirea soluției concentrate; *10* — aerisire; *11* — vizoare.

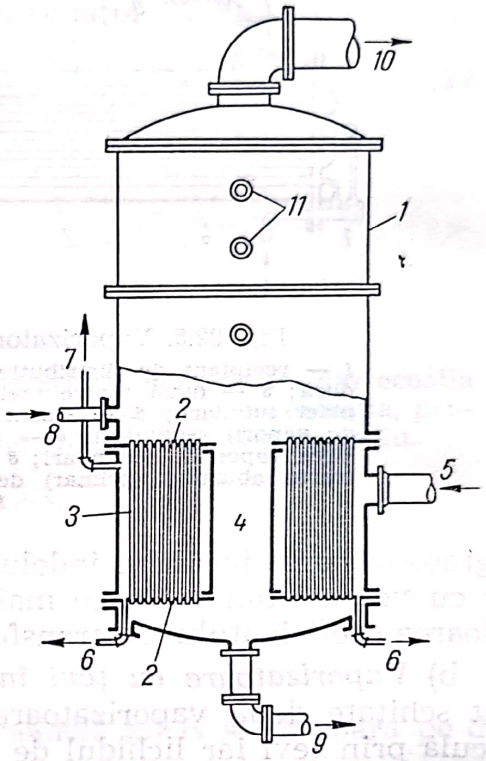


Fig. 22.8. Vaporizator vertical cu tub interior de circulație:

1 — mantaua vaporizatorului; *2* — plăci tubulare; *3* — țevi fierbătoare; *4* — tub central de circulație; *5* — intrarea aburului de încălzire; *6* — ieșirea condensatului; *7* — aerisire, pentru evacuarea gazelor necondensabile; *8* — intrarea soluției diluate; *9* — ieșirea soluției concentrate; *10* — ieșirea vaporilor secundari; *11* — vizoare.

inferioară a vaporizatorului este ocupată de sistemul tubular de încălzire, format din două plăci tubulare, între care sînt fixate țevile fierbătoare; în partea centrală a plăcilor, în axa aparatului, este montat un tub de diametru mare, care asigură circulația soluției în vaporizator; în țevile fierbătoare, mai subțiri încălzirea și formarea vaporilor micșorează densitatea medie a lichidului, din care cauză lichidul circulă în sens ascendent, prin țevi, și se întoarce prin tubul central, unde încălzirea este mai slabă. Aburul de încălzire circulă printre țevi.

Aceste vaporizatoare asigură o bună circulație a soluției în spațiul de fierbere; ele pot fi folosite și pentru concentrări pînă la formare de cristale, dacă se adaugă una sau două camere pentru depunerea și evacuarea cristalelor (fig. 22.13). Dezavantajele acestor vaporizatoare sînt: greutatea curățării crustei depuse în interiorul țevilor, durata mare de staționare

a lichidului în vaporizator și consumul mare de metal. Ele nu sînt deci indicate pentru concentrarea lichidelor care formează cruste aderente sau spume, a lichidelor termolabile și a celor corosive care impun construcții din metale speciale. Cîteva date constructive sînt indicate în tabelul 22.8.

Tabelul 22.8

Date constructive pentru vaporizatoarele cu tub central de circulație

Diametrul țevilor fierbătoare	30—80	mm
Diametrul tubului central	200—800	mm
Raportul		
secțiunea tubului central / secțiunea totală a țevilor fierbătoare	0,75—1,5	—
Lungimea țevilor fierbătoare	0,7—2,5	m

Tipul clasic de vaporizatoare cu tub central de circulație a fost îmbunătățită, rezultînd numeroase variante perfecționate, dintre care cîteva sînt arătate în figurile 22.9, 22.10 și 22.12.

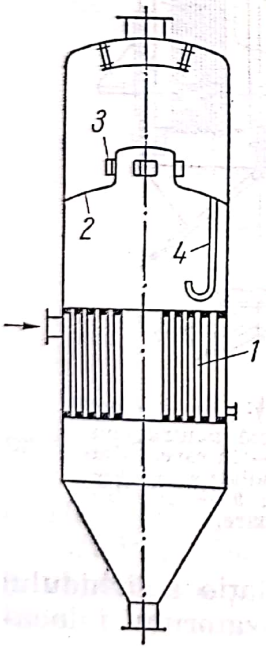


Fig. 22.9. Vaporizator vertical cu separator de spumă;
1 — încălzitor tubular; *2* — perete despărțitor; *3* — fereastre cu aripi pentru dirijarea tangențială a vaporilor; *4* — sifon pentru readucerea lichidului în spațiul de fierbere.

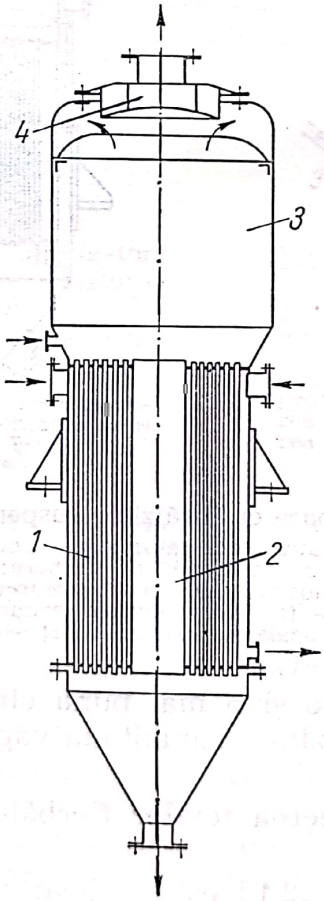


Fig. 22.10. Vaporizator vertical tip *VV*:
1 — țevi fierbătoare; *2* — tub central de circulație; *3* — spațiu de vapori; *4* — separator de picături.

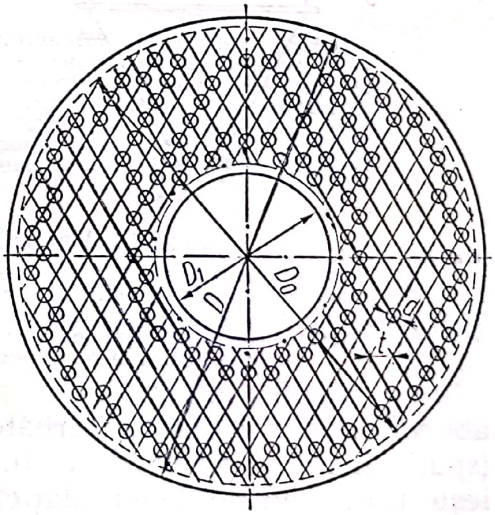


Fig. 22.11. Dispunerea țevilor fierbătoare într-un vaporizator *VV* de 100 m² suprafață de încălzire; diametrul interior al mantalei 1 000 mm; diametrul exterior al tubului de circulație 351 mm; diametrul exterior al țevilor fierbătoare 38 mm; numărul țevilor fierbătoare 240, pasul (între axele țevilor) 48 mm.

Scanned with OKEN Scanner

Perfecționările principale sînt: 1) introducerea separatoarelor de picături din vaporii secundari (fig. 22.9); 2) mărirea ariei suprafeței de încălzire prin lungimea mai mare a țevilor (fig. 22.10); 3) suspendarea sistemului de încălzire (fig. 22.12), pentru a obține o mai bună repartizare a

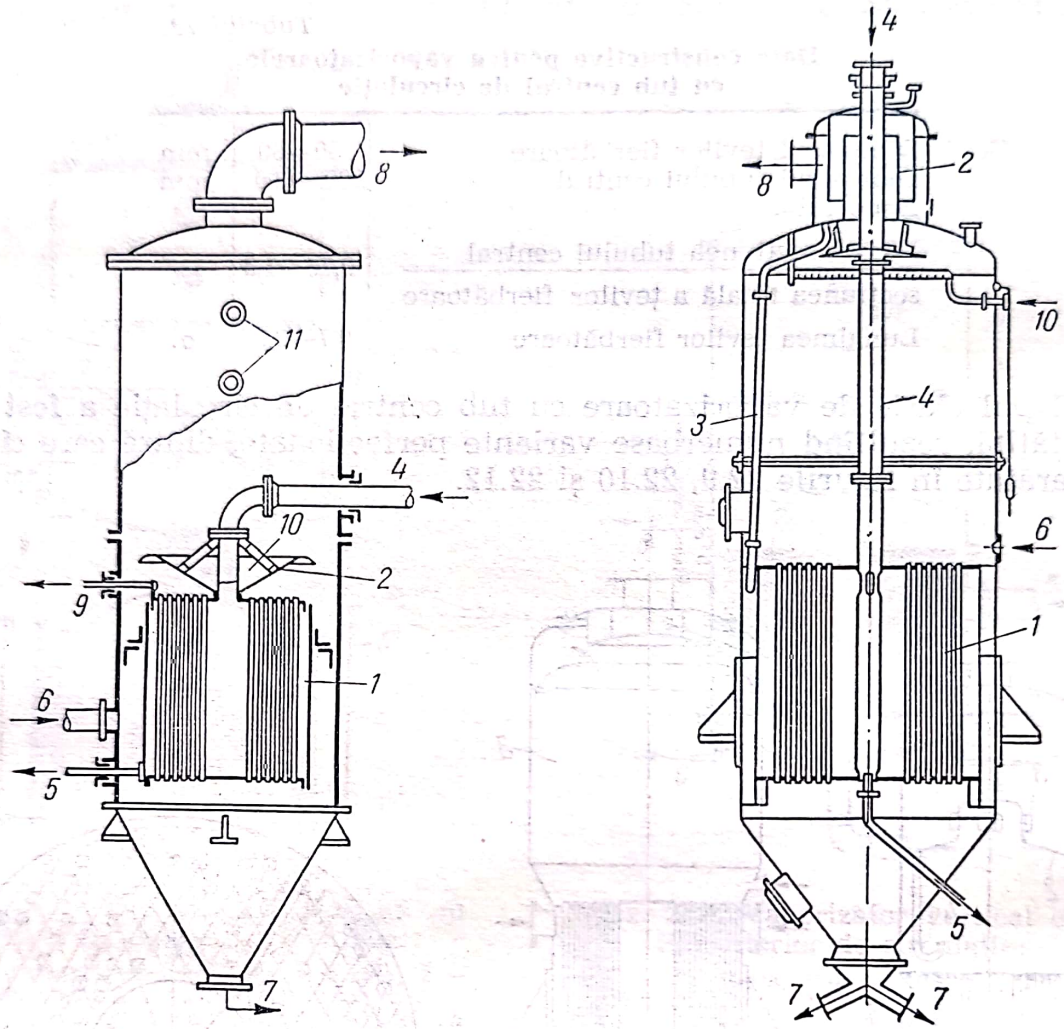


Fig. 22.12. Vaporizatoare cu încălzitor suspendat:
1 — încălzitor suspendat; *2* — separator de picături; *3* — conductă pentru conducerea lichidului provenit din picături, în spațiul de fierbere; *4* — intrarea aburului de încălzire; *5* — ieșirea condensatului; *6* — intrarea soluției diluate; *7* — ieșirea soluției concentrate; *8* — ieșirea vaporilor secundari; *9* — aerisire; *10* — intrarea apei pentru spălarea aparatului; *11* — vizoare.

aburului printre țevile fierbătoare și o mai bună circulație a lichidului (spațiu inelar periferic între încălzitor și mantaua vaporizatorului înlocuiește tubul central de circulație).

În fig. 22.11, se vede dispunerea țevilor fierbătoare în evaporatoarele *VV* de 100 m².

Vaporizatorul schițat în fig. 22.13 este indicat pentru concentrarea soluțiilor pînă la cristalizare (suprasaturare). Circulația intensă evită depunerea cristalelor în vaporizator. Spațiul de fierbere este legat cu una sau două camere în care se evacuează soluția și în care — prin repaus și răcire — cristalele se depun. Aceste camere au o sită pentru scurgerea cristalelor și o deschidere pentru evacuarea cristalelor.

Scanned with OKEN Scanner

În vaporizatoarele cu țevi verticale, transferul termic este mai intens cînd lichidul imersează numai parțial țevile; înălțimea optimă de imersie este variabilă, în multe cazuri se recomandă o înălțime de imersie egală cu jumătate din înălțimea țevilor.

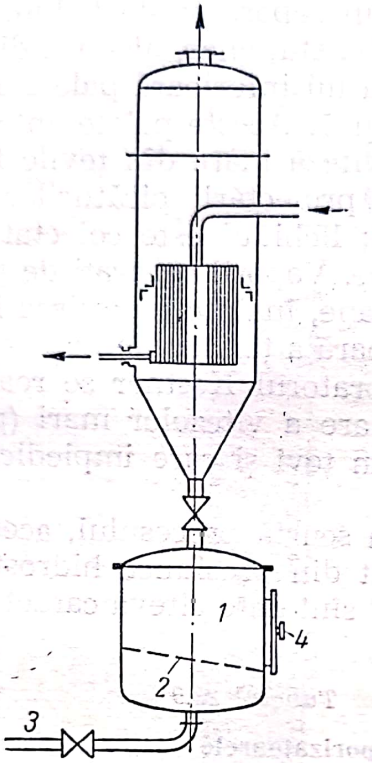


Fig. 22.13. Vaporizator cu cameră de cristalizare:

1 — cameră de cristalizare; *2* — sită pentru separarea cristalelor; *3* — conductă pentru scurgerea soluției; *4* — deschidere pentru evacuarea cristalelor.

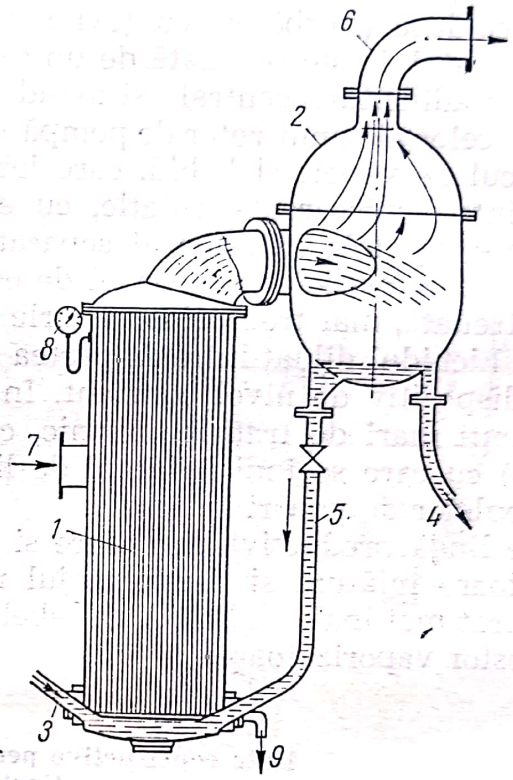


Fig. 22.14. Vaporizator cu încălzitor exterior:

1 — schimbător de căldură (fierbător); *2* — separator de lichid; *3* — intrarea soluției diluate; *4* — ieșirea soluției concentrate; *5* — conductă pentru recircularea soluției; *6* — ieșirea vaporilor secundari; *7* — intrarea aburului de încălzire; *8* — manometru.

Transferul termic este activat și depunerile pe țevi sînt diminuate prin montarea unui agitator elice sub capătul inferior al țevilor.

Vaporizatoare cu țevi verticale (scurte) se construiesc și în unități foarte mari ajungînd pînă la 2 000 m² suprafață de încălzire.

d) *Vaporizatoare cu încălzitor exterior*. Aceste vaporizatoare, numite și vaporizatoare rapide, sînt compuse dintr-un schimbător de căldură tubular și un separator de lichid (fig. 22.14). Amestecul de lichid și vapori trece din schimbătorul de căldură (fierbător) în separatorul de lichid, printr-o conductă largă, cu intrare tangențială; lichidul separat este readus la partea inferioară a schimbătorului de căldură iar vaporii sînt evacuați pe la partea superioară a separatorului.

e) *Vaporizatoare cu țevi fierbătoare lungi*. Funcționarea vaporizatoarelor cu țevi lungi este o aplicație a fenomenului filmului suitor (grimpage), care constă în ridicarea lichidului sub forma unui film pe peretele interior al țevilor fierbătoare, ca urmare a acțiunii de antrenarea produsă de vaporii secundari; în timpul unei singure treceri prin țevile fierbătoare,

Scanned with OKEN Scanner

soluția diluată ajunge la concentrația finală. O caracteristică importantă a acestor vaporizatoare este durata scurtă a operației de vaporizare; de aceea vaporizatoarele cu film suitor (ascendent) sînt folosite pentru concentrarea lichidelor sensibile la căldură.

— *Vaporizatorul Kestner* (fig. 22.15) este format dintr-un schimbător de căldură (fierbător) cu țevi lungi și un separator de lichid. Separarea lichidului este realizată de un dispozitiv, staționar, alcătuit dintr-un disc cu o adîncitură centrală și avînd pe fața lui inferioară palete asemănătoare celor ale unui rotor de pompă centrifugă. Aceste palete antrenează amestecul de vapori și lichid, care iese cu viteză mare din țevile fierbătoare, într-o mișcare de rotație, cu efectul proiectării picăturilor de lichid spre peretele exterior al separatorului; lichidul este colectat într-o rigolă care comunică cu racordul de evacuare. Vaporii separați de picăturile antrenate, mai trec printr-o serie de șicane, înainte de ieșirea lor din aparat. Lichidul diluat intră la partea inferioară a țevilor fierbătoare printr-un dispozitiv de nivel constant. În evaporatorul Kestner se realizează coeficienți mari de transfer termic, ca urmare a vitezelor mari (pînă la 20 m/s) cu care se indică filmul de lichid în țevi și care impiedică aderarea bulelor de vapori la perete.

Pe lîngă productivitatea mare și durata scurtă procesului, aceste vaporizatoare înlătură și dezavantajul rezultat din presiunea hidrostatică a unui strat mai înalt de lichid. În tabelul 22.9 sînt date cîteva caracteristici ale acestor vaporizatoare.

Tabelul 22.9

Date constructive pentru vaporizatoarele Kestner

Diametrul țevilor fierbătoare	30—40	mm
Lungimea țevilor fierbătoare	6—9	m
Nivelul lichidului în țevile fierbătoare[1]	0,6—0,9	m
Aria suprafeței de încălzire	100—800	m^2

[1] Măsurate de la capătul inferior al țevilor

Vaporizatoarele Kestner sînt indicate pentru concentrarea lichidelor termolabile, spumante sau vîscoase; sînt contraindicate pentru lichide care depun cristale. Pentru lichide foarte vîscoase se folosește o variantă, în care lichidul are două treceri (una ascendentă urmată de o altă trecere descendentă) prin schimbătorul de căldură.

În fig. 22.16 este schițat un vaporizator cu țevi lungi, tip *VN*, normalizat în U.R.S.S.

În fig. 22.17 se arată dispunerea fasciculului de țevi în schimbătorul de căldură al vaporizatorului *VN*.

f) *Vaporizatoare cu film descendent.* O altă formă de folosire a vaporizării în film este realizată în evaporatoarele cu film descendent (fig. 22.18).

Vaporizatorul este format din cilindrul de încălzire interior, striat transversal pe fața exterioară, pe care se prelinge un film de lichid repartizat uniform pe suprafața cilindrului, cu ajutorul unui deversor cres-

Scanned with OKEN Scanner

tat, situat la partea superioară a cilindrului; în timpul curgerii pe cilindrul încălzit, lichidul este parțial vaporizat și este colectat în rigola interioară ca lichid concentrat, iar vaporii se condensează pe mantaua exterioară, răcită cu apă; condensatul din vaporii secundari este colectat în rigola exterioară.

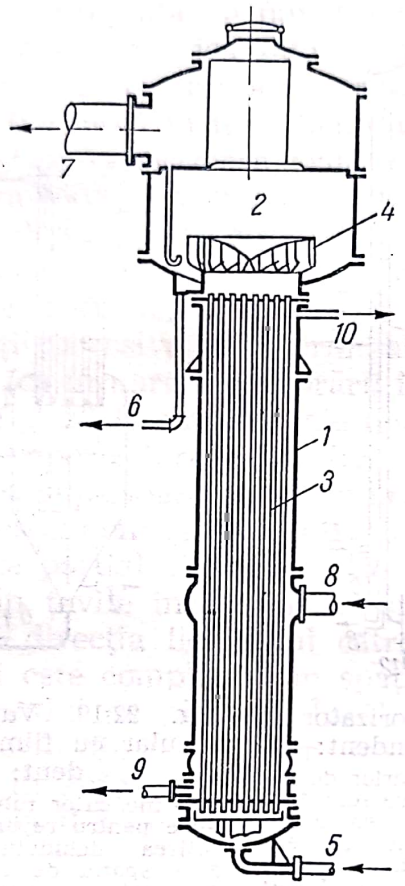


Fig. 22.15. Vaporizator *Kestner:*

1 — schimbător de căldură; *2* — separator de lichid; *3* — țevi fierbătoare; *4* — dispozitiv pentru separarea lichidului; *5* — intrarea soluției diluate; *6* — ieșirea soluției concentrate; *7* — ieșirea vaporilor secundari; *8* — intrarea aburului (primar) de încălzire; *9* — ieșirea condensatului; *10* — aerisire.

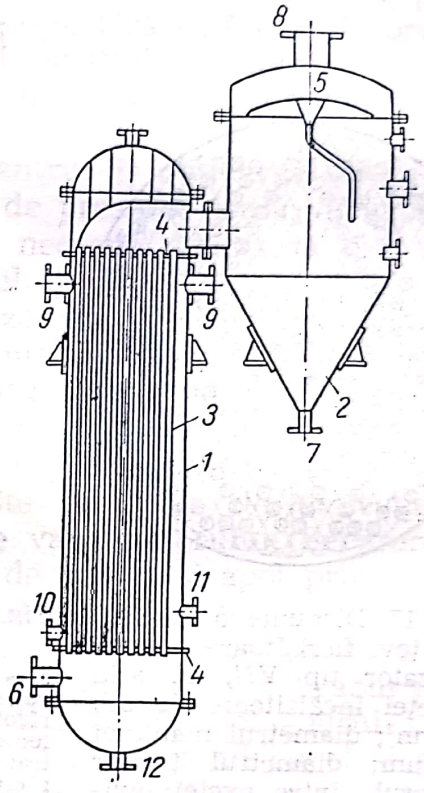


Fig. 22.16. Vaporizator cu țevi lungi, tip *VN* (U.R.S.S.):

1 — schimbător de căldură. *2* — separator de lichid; *3* — țevi fierbătoare; *4* — plăci tubulare; *5* — dispozitiv pentru separarea picăturilor; *6* — intrarea soluției diluate; *7* — ieșirea soluției concentrate; *8* — ieșirea vaporilor secundari; *9* — intrarea aburului de încălzire; *10* — ieșirea condensatului; *11* — aerisire; *12* — racord pentru golire.

Vaporizatorul cu film descendent din fig. 22.19 are la partea superioară un încălzitor tubular în ale cărui țevi lichidul este astfel repartizat, prin duze speciale cu ieșiri tangențiale încît — după o mișcare elicoidală inițială — curge în film de-a lungul pereților interiori ai țevilor. În partea inferioară este spațiul de vaporizare și separatorul de picături. Soluția care se adună în vîrful conului inferior este recirculată de o pompă centrifugă printr-o conductă exterioară.

Scanned with OKEN Scanner

Vaporizatoarele cu film descendent realizează coeficienți mari de transfer termic, ca și vaporizatoarele cu circulație forțată, și au — în plus — avantajul unui consum mai mic de energie.

Aceste vaporizatoare sînt indicate pentru concentrarea soluțiilor vîscoase, în special în vid; sînt contraindicate pentru vaporizarea soluțiilor care depun cruste sau cristale.

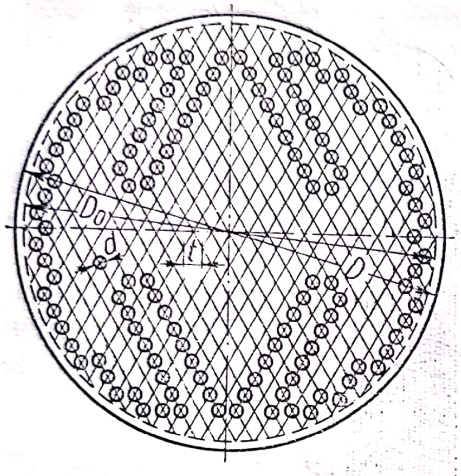


Fig. 22.17. Dispunerea fasciculului de țevi fierbătoare într-un vaporizator tip *VN*, cu aria suprafeței încălzitoare de 250 și 500 m^2; diametrul mantalei 1 600 mm; diametrul țevilor 379; pasul (între axele) țevilor 70 mm.

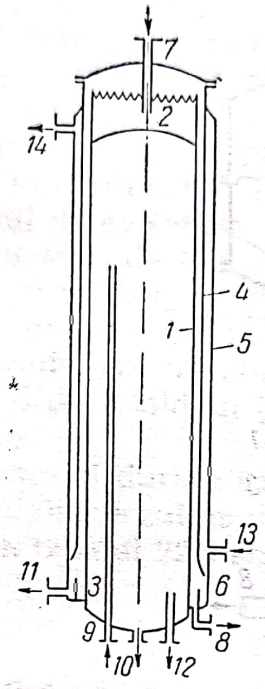


Fig. 22.18. Vaporizator cu film descendent:

1 — cilindru interior de încălzire; *2* — deversor; *3* — rigolă interioară pentru colectarea lichidului concentrat; *4* — cilindru exterior răcit; *5* — manta de răcire; *6* — rigolă exterioară pentru colectarea condensatului provenit din vaporii secundari; *7* — intrarea lichidului diluat; *8* — ieșirea lichidului concentrat; *9* — intrarea aburului de încălzire; *10* — ieșirea condensatului rezultat din aburul de încălzire; *11* — ieșirea condensatului din rigola exterioară; *12* — aerisire; *13* — intrarea apei de răcire; *14* — ieșirea apei de răcire.

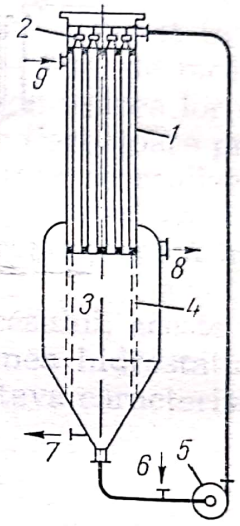


Fig. 22.19. Vaporizator tubular cu film descendent:

1 — încălzitor tubular; *2* — duze pentru repartizarea și rotirea lichidului diluat; *3* — spațiu de vaporizare; *4* — table perforate, separatoare de picături; *5* — pompă centrifugă pentru recircularea lichidului; *6* — intrarea lichidului diluat; *7* — ieșirea lichidului concentrat; *8* — ieșirea vaporilor secundari; *9* — intrarea aburului de încălzire.

g) *Vaporizatoare cu circulație forțată.* Activarea circulației în vaporizator aduce avantaje importante: 1) ridicarea producției specifice a aparatului, 2) debite de vaporizare acceptabile chiar la diferențe mici între temperatura aburului de încălzire și cea a soluției, dînd posibilitatea folosirii aburului primar, de presiune joasă, chiar în instalații de vaporizare cu efect multiplu, 3) concentrări înaintate chiar cînd soluțiile concentrate devin vîscoase, 4) reducerea sau chiar înlăturarea formării de cruste.

Procedeul cel mai eficace pentru obținerea acestor rezultate este circularea forțată a lichidului cu ajutorul unei pompe. Se folosesc pompe centrifuge cu debit mare sau pompe cu elice, realizînd viteze de 1—3 m/s

în țevile încălzitorului. Viteze sub 1 m/s nu aduc avantaje față de vaporizatoarele cu circulație naturală, iar viteze mai mari decît 3 m/s nu mai prezintă convenienţe economice.

În condiții egale, producția unui vaporizator cu circulația forțată este de 4—6 ori mai mare în comparație cu evaporatoarele obișnuite.

Pentru ca pompa să funcționeze în condiții convenabile — în special, evitarea fenomenelor de cavitație — posibile din cauza temperaturii lichidului, apropiată de punctul de fierbere, este necesar ca pompa să fie așezată mult mai jos față de nivelul unde începe fierberea. La unele vaporizatoare cu circulație forțată se strangulează ieșirea din țevi, pentru a evita fierberea în țevi, lichidul se încălzește fără să fiarbă, la presiune mărită și se vaporizează prin destindere în spațiul de vapori.

Dezavantajul vaporizatoarelor cu circulație forțată este consumul de energie al pompei de circulație.

Aceste vaporizatoare sînt indicate pentru: 1) obținerea soluțiilor de mare concentrație, 2) utilizarea aburului de presiune joasă, 3) vaporizări de soluții corosive sau termolabile care necesită aparatură din metale scumpe (ca urmare a micșorării încălzitorului).

În fig. 22.20 sînt schițate două vaporizatoare cu circulație forțată.

În vaporizatorul din fig. 22.20, *a*, nivelul soluției se menține sub marginea superioară a încălzitorului. Soluția este aspirată de pompă prin tubul descendent și este refulată prin țevile încălzitorului în care se vaporizează parțial. Amestecul de soluție și vapori secundari iese cu viteză mare din țevile încălzitorului și se lovește de tabla de deflecție care schimbă direcția lichidului către peretele vaporizatorului. Separarea lichidului este completată în spațiul mare de vapori și apoi prin șicanele separatorului de picături. Încălzitorul acestui vaporizator are caracteristic cilindrul din tablă dintre țevi și manta în partea superioară a încălzitorului. El apără țevile de acțiunea erozivă a jetului direct de abur și dirijează aburul spre capătul superior al încălzitorului; aici aburul se răspîndește printre țevile fierbătoare și coboară, antrenînd cu el și gazele necondensabile, spre partea inferioară unde sînt prevăzute racorduri pentru aerisire și pentru evacuarea condensatului.

Vaporizatorul schițat în fig. 22.20, *b* este destinat concentrării soluțiilor pînă la cristalizare. Caracteristicile principale ale acestei construcții sînt: 1) încălzirea, fără vaporizare a lichidului în țevile schimbătorului de căldură, unde el se găsește sub presiunea coloanei de lichid dintre capătul superior al țevilor și nivelul intrării în vaporizator, 2) vaporizarea prin destindere în spațiul mare al vaporizatorului, 3) posibilitatea de sedimentare a cristalelor formate, înainte ca soluția să fie reluată de pompa de circulație.

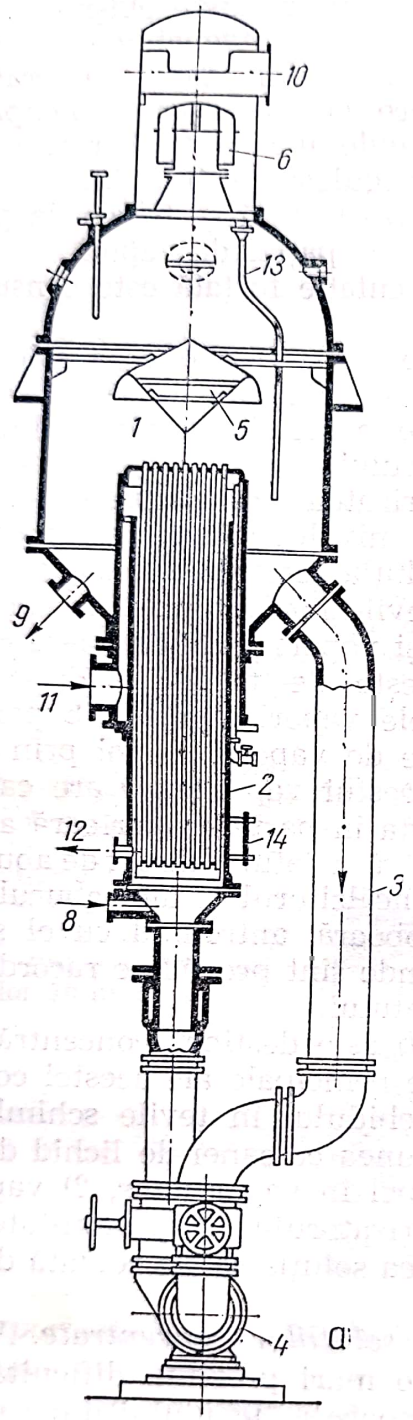
h) *Vaporizatoare pentru obținerea soluțiilor concentrate.* Vaporizarea soluțiilor pînă la concentrații finale mari prezintă dificultăți rezultate din: 1) înrăutățirea circulației interioare a lichidului din cauza creșterii viscozității, 2) înrăutățirea transferului termic și 3) formarea de crustă.

Pentru obținerea unor concentrații mari, prin vaporizare, există următoarele posibilități:

—activarea circulației prin introducerea unei mici cantități de abur direct sub placa tubulară inferioară a încălzitorului tubular;

Scanned with OKEN Scanner

— folosirea circulației forțate cu pompă de circulație; această posibilitate nu este aplicabilă la concentrații foarte mari, cînd pomparea se face greu;



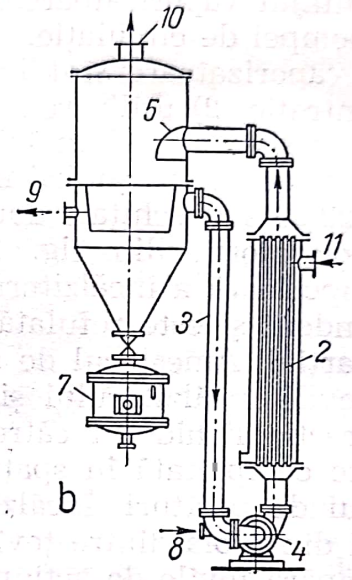


Fig. 22.20. Vaporizator cu circulație forțată:

1 — spațiul de vapori; *2* — încălzitor; *3* — conductă descendentă; *4* — separator de picături; *5* — tablă de deflecție; *6* — separator de picături; *7* — cameră pentru separarea cristalelor; *8* — intrarea soluției diluate; *9* — ieșirea soluției concentrate; *10* — ieșirea vaporilor secundari; *11* — intrarea aburului (primar) de încălzire; *12* — ieșirea condensatului; *13* — conductă pentru întoarcerea picăturilor colectate; *14* — sticlă de nivel.

— adoptarea unor vaporizatoare de construcție specială cum este vaporizatorul cu discuri rotative încălzite din interior cu abur (fig. 22.21); la fiecare rotație a arborelui tubular, discurile intră în lichid și ies acoperite cu o peliculă subțire de lichid care se vaporizează parțial cînd trece prin spațiul de vapori;

Scanned with OKEN Scanner

— folosirea vaporizatoarelor cu film descendent, la care micșorarea coeficientului de transfer se resimte numai în ultima porțiune a suprafeței de încălzire unde concentrația este maximă; din cauza conținutului mic de lichid și deci a timpului scurt în care lichidul este expus căldurii, aceste vaporizatoare sînt indicate în mod special pentru lichidele vîscoase și termolabile;

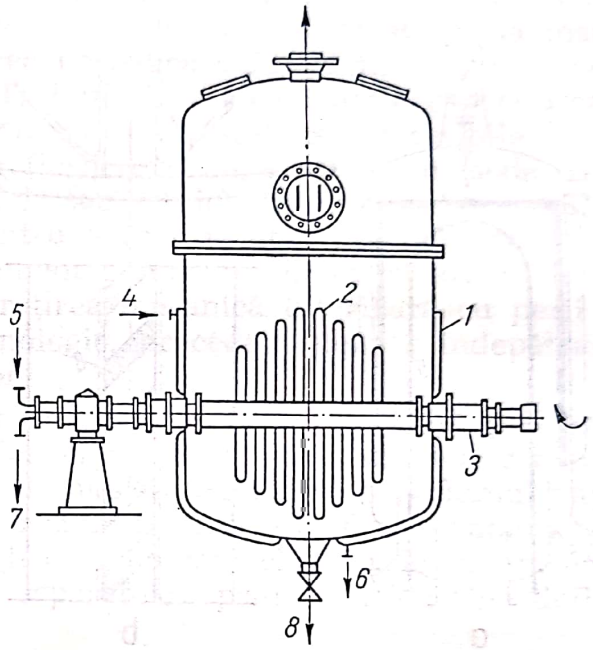


Fig. 22.21. Vaporizator cu discuri încălzitoare rotative:
1 — mantaua încălzitoare; *2* — discuri încălzitoare rotative; *3* — arbore tubular pentru rotirea discurilor; *4* — intrarea aburului de încălzire în manta; *5* — intrarea aburului de încălzire prin intermediul arborelui; *6* — ieșirea condensatorului din mantaua de încălzire; *7* — ieșirea condensatului din discurile încălzitoare prin arborele tubular; *8* — ieșirea lichidului concentrat.

— folosirea vaporizatoarelor cu tambur încălzit, funcționînd în vid (v. cap. 23).

i) *Vaporizatoare cu plăci.* Principiul de construcție și funcționare al schimbătoarelor de căldură cu plăci (v. cap. 20) poate fi folosit și pentru vaporizarea unui lichid. O unitate de vaporizare este formată dintr-un spațiu de curgere descendentă (între două plăci) și un spațiu de curgere ascendentă, ambele încălzite de spațiile vecine prin care circulă aburul de încălzire; mai multe astfel de unități formează blocul evaporator. Amestecul de lichid concentrat și vapori (secundari) este separat într-un separator — ciclon. Se obține: transfer intens de căldură, căderi mici de presiune și evitarea spumei. Aceste vaporizatoare sînt indicate pentru vaporizarea lichidelor sensibile la căldură: lichide alimentare, gelatină, polimeri, săpun, detergenți, produse farmaceutice.

j) *Vaporizatoare rotative cu raclete (ștergătoare).* În aceste vaporizatoare, lichidul curge în film pe fața interioară a mantalei încălzite (din exterior); acoperirea continuă și uniformă a suprafeței cu filmul de lichid se face cu ajutorul unor raclete (ștergătoare) rotative. Suprafețe reci (țevi verticale) asigură condensarea vaporilor; două rigole servesc pentru colectarea lichidului concentrat și a condensatului (ca la vaporizatoarele obișnuite cu film descendent, v. 22.2.2, *f*). În fig. 22.22 este prezentată schița unui vaporizator rotativ cu raclete; în detaliu este schițat un ștergător în care se văd periile (din teflon) montate oblic în racletele prismatice, care în timpul funcționării sînt menținute în contact cu peretele mantalei prin forța centrifugă; sensul rotației permite accelerarea sau frînarea curgerii filmului de lichid.

Aparate de vaporizare *Kanzler, Luwa* cu raclete (ștergătoare) rotative se construiesc cu suprafețe de încălzire pînă la 20 m^2 și debite de apă vaporizată pînă la 5 m^3/h. Ele funcționează la presiune sau sub vid (pînă la 100 Pa presiune absolută). Se disting prin intensitatea transferului termic și prin evitarea spumei (antrenării). Sînt folosite în industria petrochimică, în industria alimentară și în industria uleiurilor și grăsimilor. Sînt indicate mai cu seamă pentru lichide sensibile la căldură și pentru lichide vîscoase sau cu conductivitate termică joasă.

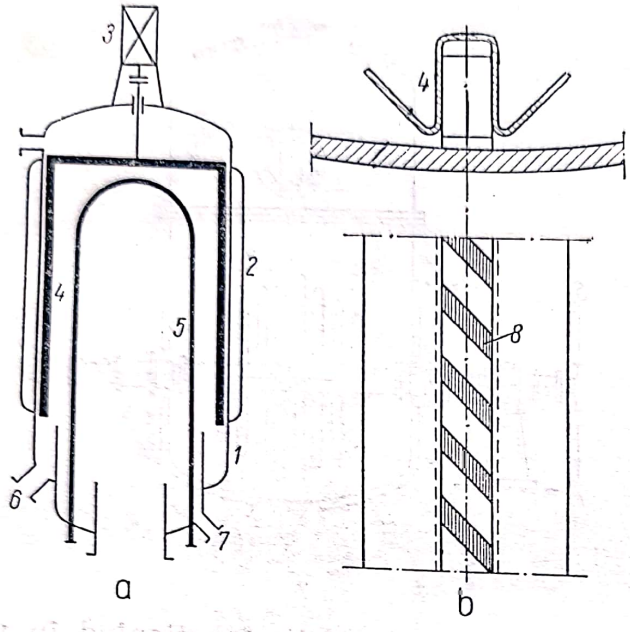


Fig. 22.22. Vaporizator rotativ cu raclete (ștergătoare), canzler:
a — schița de principiu a aparatului; *b* — detaliul racletei (ștergătorului):
1 — mantaua aparatului; *2* — mantaua de încălzire cu abur; *3* — motor pentru rotirea racletelor (ștergătoarelor); *4* — raclete (ștergătoare); *5* — țevi de răcire (condensare); *6* — rigolă pentru evacuarea lichidului concentrat; *7* — rigolă pentru evacuarea condensatului; *8* — perii din teflon.

Pentru alte tipuri de vaporizatoare v. [7]

22.2.1.3. **Alegerea vaporizatoarelor.** La alegerea celui mai potrivit vaporizator pentru un anumit proces tehnologic, trebuie să se țină seamă de factorii care intervin (v. cap. 22.1), în raport cu caracteristicile constructive și funcționale ale vaporizatorului.

Viscozitatea mare a lichidului din vaporizator influențează defavorabil operația de fierbere prin micșorarea coeficientului de transfer termic. Viscozitatea soluțiilor crește cu concentrația. Pentru lichide vîscoase sau concentrate se aleg vaporizatoare cu țevi fierbătoare cu diametrul mai mare, cu agitatoare sau cu circulație forțată.

Concentrația mare a lichidului din vaporizator implică totodată și o viscozitate mare și posibilitatea depunerii de cruste sau cristale. Pentru obținerea concentrațiilor mari se folosește agitarea suplimentară cu abur direct sau construcțiile speciale de vaporizatoare. Cînd se cere concentrarea pînă la cristalizare sau concentrarea pînă la saturare, urmată de cristalizare prin răcire, se folosesc vaporizatoare cu una sau două camere separatoare de cristale.

Formarea de cruste se evită prin fierberea vaporizatoarelor cu circulație intensă a soluției. Formarea crustei este efectul depășirii concentrației de saturație fie prin vaporizarea dizolvantului, fie prin micșorarea solubilității (la substanțele a căror solubilitate descrește cu creșterea

temperaturii), fie prin concentrarea locală pe peretele mai cald sau în zonele cu circulație leneșă. Circulația intensă a soluției este eficace pentru prevenirea crustelor la substanțele a căror solubilitate crește cu temperatura. Pentru celelalte, atît la proiectare cît și în exploatare, trebuie să se țină seama de formarea de crustă, cu toate inconvenientele ei: micșorarea în timp a coeficientului total de transfer termic, creșterea diferenței de temperatură și deci micșorarea numărului de vaporizatoare la instalația cu efect multiplu, întreruperea periodică a funcționării pentru desprinderea și îndepărtarea crustei. Trebuie să se aleagă acele vaporizatoare la care suprafețele pe care se formează crusta sînt ușor accesibile.

Crustele se îndepărtează prin fierbere cu apă, cu alcali (sodă, sodă caustică) sau cu acizi (acid clorhidric sau azotic). Acizilor trebuie să li se adauge un coloid de protecție pentru a feri de atac peretele metalic al aparatului. Chiar dacă acest tratament chimic nu îndepărtează în întregime crusta, el ușurează mult curățirea mecanică ulterioară cu perii de sîrmă. Pentru fiecare proces tehnologic, procedeul pentru îndepărtarea crustei trebuie încercat în laborator.

Antrenarea lichidului de către vaporii secundari se evită prin mijloacele pentru separarea picăturilor prin sedimentare, impact, centrifugare. Sedimentarea este eficace cînd vaporizarea specifică (volumul vaporilor produși pe unitatea de arie a suprafeței de lichid din vaporizator) este de cel mult 100—2 000 $m^3/(h \cdot m^2)$. La vaporizatoarele cu încălzire prin sistem tubular sînt necesare separatoare prin impact (table deflectoare) sau centrifuge.

Spumele care apar în timpul fierberii se îndepărtează prin separatoare eficace, de obicei prin separatoare duble (unul prin impact și al doilea centrifug). Grosimea stratului de spumă din vaporizator este proporțională cu puterea 0,8 a vitezei vaporilor. Antrenarea spumei se evită menținînd lichidul din vaporizator la un nivel destul de coborît pentru a lăsa liberă înălțimea necesară formării stratului de spumă.

Alterarea lichidelor termolabile este consecința efectului combinat al temperaturii și duratei de încălzire. Pentru coborîrea temperaturii (se lucrează de obicei la 40—50 °C), se face vaporizarea sub depresiune; pentru evitarea supraîncălzirilor se folosește abur de presiune joasă. Temperatura și presiunea în vaporizator nu trebuie să fie prea mult micșorate (dincolo de limita de economicitate), pentru că aparatura devine prea mare și deci prea costisitoare. Pentru reducerea duratei de încălzire, lichidele termolabile sînt concentrate în vaporizatoare cu conținut mic de lichid (vaporizatoare cu o singură trecere a lichidului prin zona de încălzire, fără recirculație interioară sau exterioară).

22.2.2. Vaporizarea cu efect multiplu

În exemplul de la pag. 415, s-a arătat că pentru un kilogram de abur primar, introdus pentru încălzirea vaporizatorului, se vaporizează aproximativ un kilogram de apă și că vaporii secundari rezultați conțin aproximativ aceeași cantitate de căldură ca și aburul primar. Deosebirea dintre vaporii secundari și aburul primar este temperatura (și presiunea) mai joasă a vaporilor secundari; această diferență de temperatură este nece-

Scanned with OKEN Scanner

sară pentru transmiterea căldurii de la aburul primar din spațiul de încălzire, la lichidul în fierbere.

Principiul vaporizării cu efect multiplu este utilizarea vaporilor secundari, ieșiți dintr-un vaporizator, ca abur de încălzire în vaporizatorul următor. Prin această utilizare a vaporilor secundari se realizează:

— economie de abur, pentru că un kilogram de abur primar, introdus în primul vaporizator produce aproximativ un kilogram de vapori secundari care, introduși ca abur de încălzire într-un al doilea vaporizator, vor produce și ei un kilogram de vapori ș.a.m.d. sau, cu alte cuvinte, cu fiecare kilogram de abur inițial se vaporizează n kilograme de apă în cele n vaporizatoare ale instalației;

— economie de apă de răcire în condensator, pentru că din cele n kilograme de vapori numai aproximativ un singur kilogram ajunge să se condenseze în condensator, celelalte (n—1) kilograme de vapori secundari plus kilogramul de abur (primar) inițial, se condensează în spațiile de încălzire ale vaporizatoarelor cedînd căldura lor lichidului care fierbe; din spațiul de încălzire al fiecărui vaporizator se scoate condensatul provenit din vaporii produși în vaporizatorul precedent.

Deosebirea principală în regimul de funcționare al vaporizatoarelor unei instalații cu efect multiplu constă în faptul că temperaturile — și presiunile — sînt diferite. Dacă în spațiul de vaporizare al primului vaporizator este temperatura t_1, vaporii rezultați ajung aproximativ cu aceeași temperatură în spațiul de încălzire al vaporizatorului următor; în spațiul de vaporizare al acestui vaporizator va fi temperatura $t_2 < t_1$ ș.a.m.d.; urmează ca temperaturile în cele n vaporizatoare ale instalației vor descrește treptat de la primul la ultimul vaporizator; $t_1 > t_2 > \ldots > t_n$. În consecință și presiunile din vaporizatoare vor descrește: $p_1 > p_2 > \ldots > p_n$.

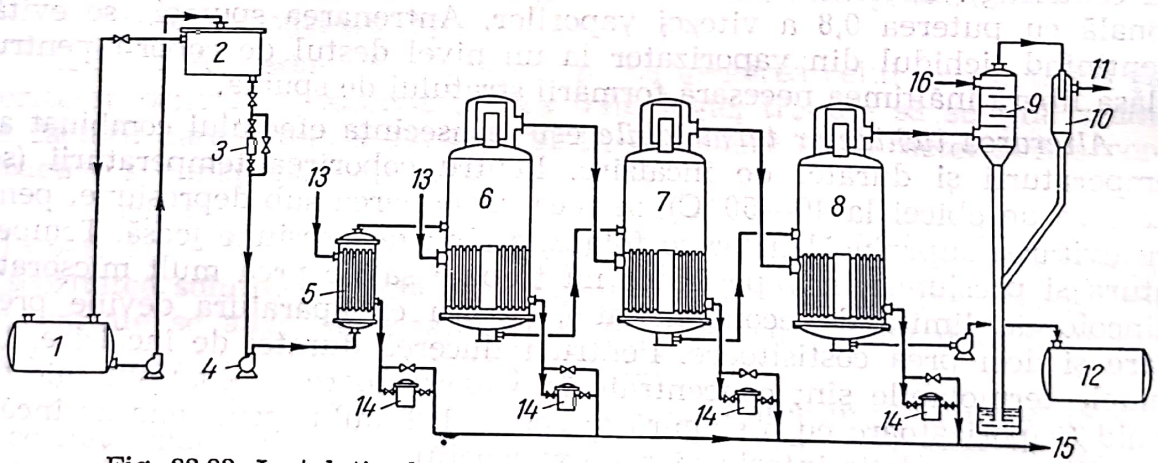


Fig. 22.23. Instalație de vaporizare cu efect multiplu (triplu efect):
1 — rezervor pentru soluția diluată; *2* — recipient de presiune și nivel constante; *3* — debitmetru; *4* — pompă de alimentare cu soluție diluată; *5* — preîncălzitor pentru soluția diluată; *6, 7, 8* — cele trei vaporizatoare ale instalației, cu triplu efect; *9* — condensator barometric; *10* — separator de picături; *11* — racord pentru legătura la pompa de vid; *12* — rezervor pentru soluția concentrată; *13* — intrarea aburului primar de încălzire; *14* — oale de condensat; *15* — conductă către rezervorul de condensat; *16* — intrarea apei de răcire în condensator.

O instalație de vaporizare cu efect multiplu (fig. 22.23) este formată din mai multe vaporizatoare, de obicei identice, astfel legate între ele încît vaporii secundari produși în fiecare vaporizator să treacă în spațiul de încălzire al vaporizatorului următor. În spațiul de încălzire al primu-

Scanned with OKEN Scanner

lui vaporizator intră aburul primar de încălzire. Vaporii secundari din ultimul evaporator sînt condensaţi în condensatorul instalaţiei. Diferenţele variante ale circulaţiei vaporilor şi soluţiei vor fi discutate în cap. 22.2.2.1; în instalaţia din fig. 22.23, soluţia circulă în echicurent cu vaporii; soluţia este introdusă, cu debit constant, în primul vaporizator, trece apoi succesiv prin vaporizatoarele următoare şi iese — cu concentraţia finală — din ultimul vaporizator.

Temperaturile din vaporizatoare sînt cuprinse între temperatura θ_0 a aburului primar disponibil şi temperatura $t_c=t_n$ corespunzătoare presiunii din condensator, aceasta din urmă fiind impusă de temperatura apei de răcire disponibile.

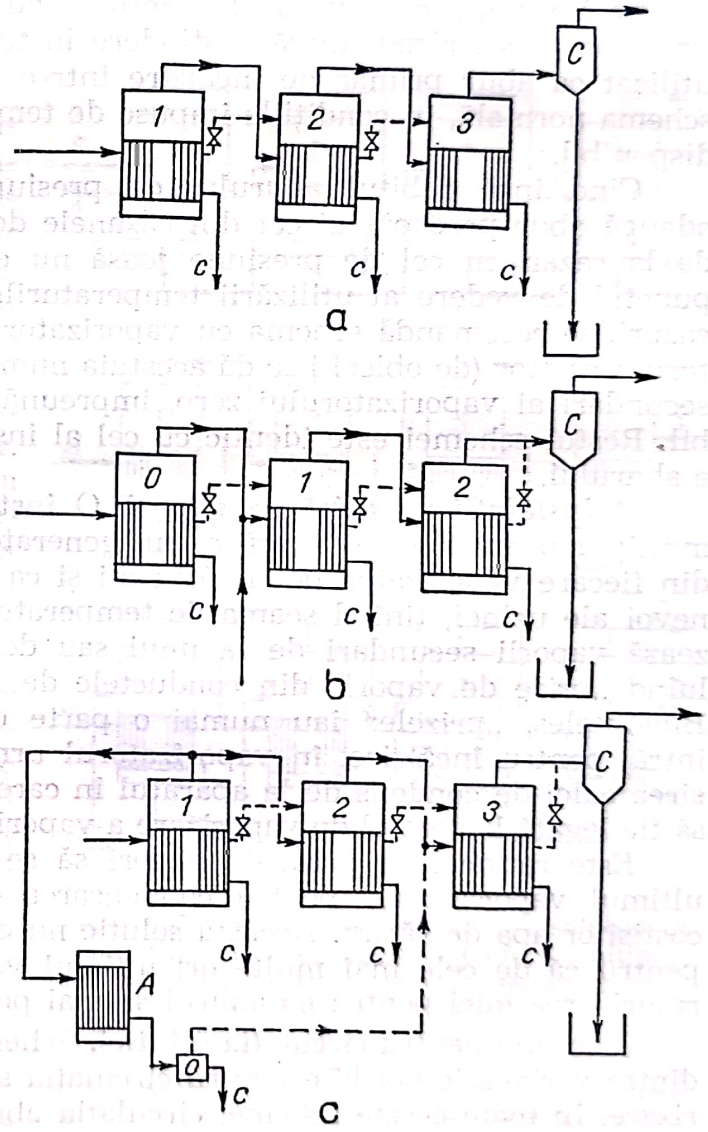


Fig. 22.24. Variante pentru circulaţia aburului în instalaţiile de vaporizare cu efect multiplu (triplu efect):

a — instalaţia cu circulaţie normală a aburului; *b* — instalaţie cu vaporizator zero; *c* — instalaţie cu priză de vapori.

0, 1, 2, 3 — vaporizatoare; *A* — schimbător de căldură încălzit cu vapori de priză; *C* — condensator; *c* — condensate; *o* — oală de condensat a schimbătorului *A*. Liniile punctate reprezintă conductele pentru aerisirea spaţiilor de încălzire.

22.2.2.1. **Variante ale instalaţiilor de vaporizare cu efect multiplu.** După economia generală a uzinii şi după proprietăţile lichidului tratat, vaporizatoarele instalaţiilor cu efect multiplu sînt legate între ele în diferite variante.

Variante pentru circulaţia vaporilor. a) *Instalaţii cu circulaţie normală a vaporilor* (fig. 22.23 şi fig. 22.24, *a*). Cele mai multe instalaţii

Scanned with OKEN Scanner

lucrează după această schemă, în care aburul primar încălzește primul vaporizator, producînd vapori secundari; aceștia sînt introduși ca abur de încălzire, în al doilea vaporizator ș.a.m.d. Vaporii secundari produși în ultimul vaporizator sînt condensați în condensator. Condensatul din spațiul de încălzire al fiecărui vaporizator este evacuat prin cîte o oală de condensat. Pentru a menține concentrația aburului în spațiile de încălzire ale vaporizatoarelor, este necesar să se elimine gazele necondensabile care — altfel — s-ar aduna în aceste spații, înrăutățind transmiterea căldurii; eliminarea gazelor necondensabile se face prin cîte o conductă de aerisire care leagă spațiul de încălzire al unui vaporizator fie cu spațiul de vaporizare al vaporizatorului următor, fie cu condensatorul.

b) *Instalații cu vaporizator zero.* Cînd într-o uzină există abur de presiune joasă, rămas după destindere în turbine, pompă etc., el poate fi utilizat ca abur primar de încălzire într-o instalație de vaporizare după schema normală, în condițiile impuse de temperatura (presiunea) aburului disponibil.

Cînd însă debitul aburului de presiune joasă este insuficient, se adaugă abur proaspăt direct din cazanele de abur. Amestecarea aburului de la cazan cu cel de presiune joasă nu este o operație rațională, din punctul de vedere al utilizării temperaturilor înalte. De aceea, în aceste cazuri, se recomandă schema cu vaporizator zero (fig. 22.24, *b*). Vaporizatorul următor (de obicei i se dă acestuia numărul 1) este încălzit cu vaporii secundari ai vaporizatorului zero, împreună cu aburul expandat disponibil. Restul schemei este identic cu cel al instalației cu circulație normală a aburului.

c) *Instalații cu priză de vapori.* O instalație de vaporizare cu efect multiplu poate fi considerată ca un generator de abur: vaporii secundari din fiecare vaporizator pot fi utilizați și ca abur de încălzire pentru alte nevoi ale uzinei, ținînd seama de temperatura lor. În acest scop se utilizează vaporii secundari de la unul sau de la mai multe vaporizatoare, luînd „prize de vapori" din conductele de legătură dintre vaporizatoare. Bineînțeles, „prizele" iau numai o parte din debitul de vapori, restul intră, pentru încălzire, în vaporizatorul următor. Se recomandă ca aerisirea oalei de condens de la aparatul în care a fost folosit aburul de priză să fie legată la spațiul de vaporizare a vaporizatorului următor.

Este rațional ca priza de vapori să se ia din vaporii secundari din ultimul vaporizator, pentru condensarea cărora se încălzește inutil și costisitor apa de răcire. Această soluție nu este însă decît rareori posibilă, pentru că de cele mai multe ori ultimul vaporizator lucrează la temperaturi prea mici pentru ca aburul să mai poată fi folosit pentru încălzire.

Variante pentru circulația soluției. Schemele din fig. 22.25 arată cîteva dintre variantele posibile pentru circulația soluției în instalațiile de vaporizare. În toate aceste scheme, circulația aburului se poate face după oricare dintre schemele din fig. 22.24.

a) *Alimentare individuală* (fig. 22.25, *a*). Soluția inițială (diluată) este distribuită, dintr-o conductă comună, în toate vaporizatoarele instalației. În fiecare vaporizator intră soluția diluată, din fiecare vaporizator iese soluția cu concentrația finală cerută. Această variantă are avantajul lipsei conductelor de lichid dintre vaporizatoare și al interdependenței mai puțin strînse între vaporizatoare, dar are dezavantajul că în fiecare vapori-

Scanned with OKEN Scanner

zator căderea de presiune datorită ridicării punctului de fierbere corespunde concentrației maxime. De aceea, alimentarea individuală a vaporizatoarelor nu se aplică atunci cînd produsul trebuie să fie foarte concentrat. Un alt dezavantaj este micșorarea coeficientului de transfer termic, ca urmare a viscozității mari pe care o au soluțiile concentrate.

b) *Circulație în echicurent* (fig. 22.25, *b*). Soluția diluată intră în primul vaporizator, în care se concentrează pînă la o concentrație intermediară c_1; cu această concentrație intră în al doilea vaporizator unde ajunge la concentrația c_2 ș.a.m.d., pînă la ultimul vaporizator al instalației, de unde iese cu concentrația finală. Deoarece presiunile în vaporizatoare descresc în ordinea parcursă de soluție, trecerea soluției dintr-un vaporizator în cel următor se face fără pompă, printr-un ventil de reglare a debitului, pe baza nivelului constant în vaporizator. Deși această schemă este cea mai obișnuită în instalațiile industriale de vaporizare, cu efect multiplu, ea are inconvenientul că tocmai ultimele vaporizatoare, unde temperatura este mai mică, lichidul are concentrație mare și viscozitate mare și — ca urmare — coeficient mic de transfer termic. Rezultă că și această schemă este indicată tot pentru vaporizări pînă la concentrații finale nu prea mari. Circulația soluției în echicurent este recomandată cînd alimentarea se face cu soluție diluată caldă și cînd soluția este termosensibilă.

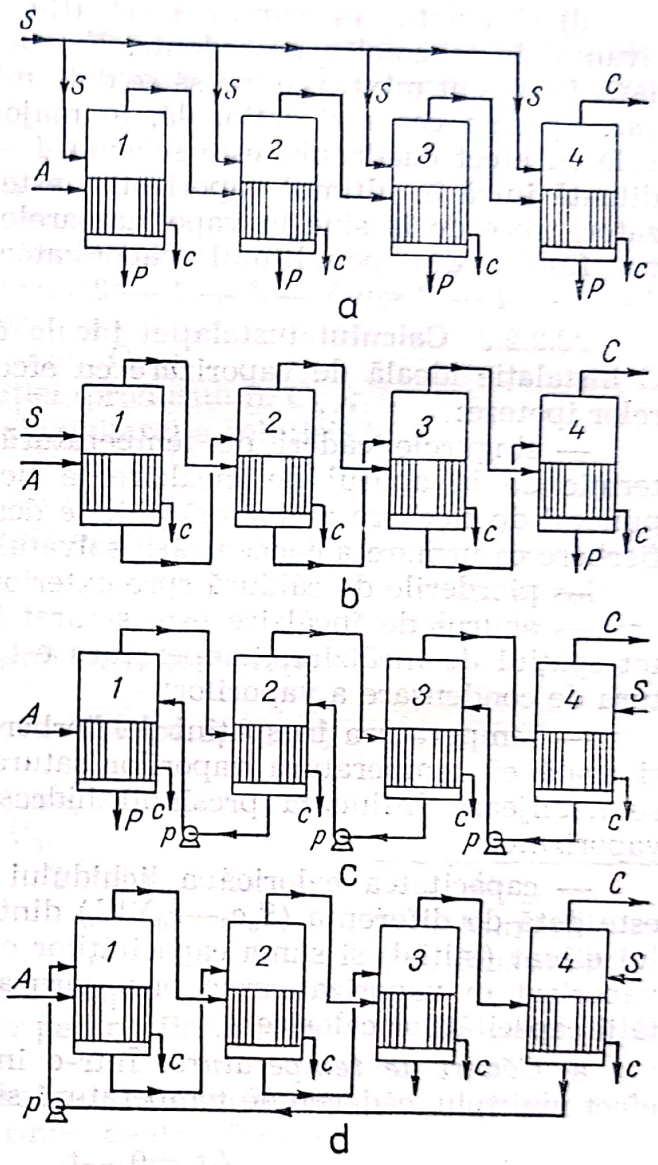


Fig. 22.25. Variante ale circulației soluției în instalațiile de vaporizarea cu efect multiplu; *a* — alimentare individuală; *b* — circulație în echicurent; *c* — circulație în contracurent; *d* — circulație în curent mixt: *4—1—2—3*; *1, 2, 3, 4* — vaporizatoare (numărul de ordine în sensul circulației vaporilor); *A* — abur primar; *C* — conductă spre condensator; *P* — produs (soluția concentrată); *S* — soluție diluată, inițială; *c* — condensator; *p* — pompă.

c) *Circulație în contracurent* (fig. 22.25, *c*). Soluția diluată intră în ultimul vaporizator și trece prin celelalte vaporizatoare ale instalației, în sens invers circulației vaporilor, concentrîndu-se treptat, și ieșind cu concentrația finală din primul vaporizator. Această schemă înlătură dezavantajul schemelor precedente prin faptul că soluția de concentrații mari fierbe în vaporizatoarele mai calde. Schema are însă

dezavantajul că soluția, trecînd prin vaporizatoarele cu presiuni mai mici în vaporizatoare cu presiuni mai mari, trebuie să fie pompată. Această schemă se recomandă pentru alimentare rece și pentru soluții vîscoase.

d) *Circulația în curent mixt* (fig. 22.25, *d*) încearcă să folosească avantajele schemelor precedente. Există mai multe posibilități de circulație în curent mixt; rămîne să se determine schema optimă pentru fiecare caz. Schema cea mai rațională, în majoritatea cazurilor, pentru instalațiile cu efect cuadruplu este schema *4 — 1 — 2 — 3*, după care soluția diluată intră în ultimul vaporizator, este pompată apoi în primul vaporizator, trece de la sine în vaporizatoarele următoare și iese, la concentrația finală, din penultimul vaporizator. Uneori se adoptă schemele *2 — 1 — 4 — 3* sau *3 — 4 — 1 — 2*.

22.2.2.2. **Calculul instalației ideale de vaporizare cu efect multiplu.** O instalație ideală de vaporizare cu efect multiplu corespunde următoarelor ipoteze:

— singurele căderi de temperatură sînt cele necesare transferului termic de la aburul de încălzire la lichidul în fierbere (considerat la punctul de fierbere al solventului; se desconsideră ridicarea punctului de fierbere ca urmare a concentrării solvatului);

— pierderile de căldură spre exterior sînt nule;

— aburul de încălzire este saturat iar condensatul nu este răcit; în tot spațiul de încălzire, temperatura este constantă și egală cu temperatura de condensare a vaporilor;

— temperatura în spațiul de fierbere și de vaporizare este constantă și egală cu temperatura vaporilor saturați la presiunea din vaporizator; se neglijează influența presiunii hidrostatice a stratului de lichid din vaporizator;

— capacitatea calorică a lichidului dintr-un vaporizator oarecare i este dată de diferența $(S_0c_0 — c_0\Sigma W_i)$ dintre capacitatea calorică a lichidului diluat (inițial) și suma capacităților calorice ale cantităților de solvent vaporizat în vaporizatoarele prin care a trecut lichidul (ipoteza aditivității capacităților calorice).

a) *Căderi de temperatură.* Într-o instalație ideală de vaporizare cu efect multiplu, căderile de temperatură sînt:

$$\Delta t_1 = \theta_0 - t_1$$
$$\Delta t_2 = t_1 - t_2$$
$$\Delta t_3 = t_2 - t_3$$
$$\vdots$$
$$\Delta t_n = t_{n-1} - t_n = t_{n-1} - t_c$$

Adunînd, rezultă căderea totală de temperatură:

$$\Delta t = \Delta t_1 + \Delta t_2 + \Delta t_3 + \ldots + \Delta t_n = \theta_0 - \Delta t_n \qquad (22.41)$$

unde:

Δt este căderea totală de temperatură în instalație;

$\Delta t_1, \ldots$ sînt căderile de temperatură în vaporizatoarele instalației;

Scanned with OKEN Scanner

$t_1, \ldots$ sînt temperaturile în spațiile de fierbere ale vaporizatoarelor;
$t_c = t_n$ este temperatura din condensator, egală cu temperatura din ultimul vaporizator;
θ_0 este temperatura aburului de încălzire din primul vaporizator.

b) *Problema generală.* În mod obișnuit, problema generală pentru calculul unei instalații ideale de vaporizare, cu efect multiplu, se pune în modul următor:

Se cunosc:

— numărul vaporizatoarelor, n;
— schema circulației aburului;
— schema circulației lichidului în instalație;
— temperatura (sau presiunea) aburului primar θ_0 sau p_0;
— temperatura sau presiunea în condensator, t_c sau p_c;
— concentrația inițială a soluției, $C_{s,\,s}$;
— concentrația finală a soluției (produsului), $C_{s,\,p}$;
— temperatura inițială (de alimentare) a soluției, t_0;
— debitul soluției, S_0;
— coeficienți totali de transfer termic, $k_1, k_2, k_3, \ldots, k_n$;
— relațiile între ariile suprafețelor de încălzire $A_1, A_2, A_3, \ldots, A_n$.

Se cer:	Numărul necunoscutelor
— cantitatea de apă vaporizată în fiecare vaporizator, $W_1, W_2, \ldots, W_n$;	n
— temperaturile în primele n—1 vaporizatoare, $t_1, t_2, \ldots, t_{n-1}$;	n—1
— aria suprafețelor de încălzire, $A_1, A_2, \ldots, A_n$;	n
— debitul aburului primar, V_0.	1
Total necunoscute	$3n$

Se dispune de:	Numărul ecuațiilor
— ecuația pentru debitul total al apei	1
— ecuațiile de bilanț termic pentru fiecare vaporizator	n
— relațiile dintre ariile suprafețelor de încălzire	n—1
— ecuațiile de transfer termic pentru fiecare vaporizator	n
Total ecuații	$3n$

Numărul ecuațiilor fiind egal cu numărul necunoscutelor, problema — astfel pusă — este definită și determinată. Pentru alte cazuri, cînd lipsesc unele dintre datele cazului discutat mai sus, trebuie să se dispună sau să se aleagă alte date convenabile ori să se pună condiții suplimentare.

Un sistem algebric cu un număr atît de mare de ecuații este incomod de rezolvat pe cale obișnuită. Se recomandă rezolvarea prin încercări succesive după exemplul de la pag. 443. Este convenabil să se aleagă de la început, și deci să se considere provizoriu cunoscute, temperaturile din vaporizatoare. Pe baza acestor temperaturi se efectuează întregul calcul și se constată dacă ariile suprafețelor de încălzire rezultate corespund relației impuse. Calculul se repetă pînă cînd rezultatele sînt acceptabile.

Scanned with OKEN Scanner

c) *Bilanțurile termice ale vaporizatoarelor.* Cu notațiile folosite la cap. 22.2.1.1, pentru un singur vaporizator, și adoptînd indicii 1, 2, ..., n pentru mărimile referitoare la vaporizatoarele instalației (ordinea vaporizatoarelor se consideră în sensul circulației vaporilor), căldurile care intervin în bilanțurile termice ale vaporizatoarelor instalațiilor de vaporizare cu efect multiplu — funcționînd în diferite variante — sînt trecute în tabelul 22.10.

Pentru *instalația cu circulația soluției în echicurent:*

— bilanțul termic al primului vaporizator este:

$$V_0 h_0'' + c_0 S_0 t_0 = W_1 h_1'' + (c_0 S_0 - c_0 W_1) t_1 + V_0 h_0$$

sau

$$V_0 (h_0'' - h_0') + c_0 S_0 (t_0 - t_1) = W_1 (h_1'' - c_a t_1)$$

$$V_0 \frac{h_0'' - h_0'}{h'' - c_a t_1} + c_0 S_0 \frac{t_0 - t_1}{h'' - c_a t_1} = W_1 \tag{22.42}$$

sau

$$\alpha_1 V_0 + \beta_1 S_0 = W_1 \tag{22.43}$$

unde,

$$\alpha_1 = \frac{h_0'' - h_0'}{h'' - c_a t_1} \qquad \beta_1 = c_0 \frac{t_0 - t_1}{h'' - c_a t_1} \tag{22.44}$$

— bilanțul termic pentru al doilea vaporizator:

$$W_1 h_1'' + (c_0 S_0 - c_a W_1) t_1 = W_2 h_2'' + [c_0 S_0 - c_a (W_1 + W_2)] t_2 + W_1 h_1'$$

$$W_1 (h_1'' - h_1') + (c_1 S_0 - c_a W_1)(t_1 - t_2) = W_2 (h_2'' - c_a t_2)$$

$$W_1 \frac{h_1'' - h_1'}{h_2'' - c_a t_2} + (c_0 S_0 - c_a W_1) \frac{t_1 - t_2}{h_2'' - c_a t_2} = W_2 \tag{22.45}$$

$$\alpha_2 W_1 + \beta_2 \left(S_0 - \frac{c_a}{c_0} W_1 \right) = W_2 \tag{22.46}$$

$$\alpha_2 = \frac{h_1'' - h_1'}{h_2'' - c_0 t_2} \qquad \beta_2 = c_0 \frac{t_1 - t_2}{h_2'' - c_a t_2} \tag{22.47}$$

— bilanțul termic pentru al treilea vaporizator:

$$W_2 h_2'' + [c_0 S_0 - c_a (W_1 + W_2)] t_2 = W_3 h_3'' + (c_0 S_0 - c \sum_1^3 W_1) t_3 + W_2 h_2'$$

$$W_2 h (_2'' - h_2') + [c_0 S_0 - c_a (W_1 - W_2)](t_2 - t_3) = W_3 (h_3'' - c_a t_3)$$

$$W_2 \frac{h_2'' - h_2'}{h_3'' - c_a t_3} + [c_0 S_0 - c_2 (W_1 + W_2)] \frac{t_2 - t_3}{h_3'' - c_a t_3} = W_3 \tag{22.48}$$

$$\alpha_3 W_2 + \beta_3 \left[S_0 - \frac{c_a}{c_0} (W_1 + W_2) \right] = W_3 \tag{22.49}$$

$$\alpha_3 = \frac{h_2'' - h_2'}{h_3'' - c_a t_3} \qquad \alpha_3 = c_0 \frac{t_2 - t_3}{h_3'' - c_a t_3} \tag{22.50}$$

Scanned with OKEN Scanner

— generalizînd, bilanțul termic pentru vaporizatorul n este:

$$\alpha_n W_{n-1} + \beta_n \left(S_0 - \frac{c_a}{c_0} \sum_1^{n-1} W_i \right) = W_n \qquad (22.51)$$

Tabelul 22.10

Căldurile care intervin în bilanțurile termice ale vaporizatoarelor

Căl-dura	Vaporizatorul 1	Vaporizatorul 2	Vaporizatorul 3	Vaporizatorul n
Alimentare individuală				
Q_a	$V_0 h_0''$	$W_1 h_1''$	$W_2 h_2''$	$W_{n-1} h_{n-1}''$
Q_b	$c_0 S_0 \frac{W_1}{W} t_0$	$c_0 S_0 \frac{W_2}{W} t_0$	$c_0 S_0 \frac{W_3}{W} t_0$	$c_0 S_0 \frac{W_n}{W} t_0$
Q_c	$W_1 h_1''$	$W_2 h_2''$	$W_3 h_3''$	$W_n h_n''$
Q_d	$(c_0 S_0 \frac{W_1}{W} - c_0 W_1) t_1$	$(c_0 S_0 \frac{W_2}{W} - c_a W_2) t_2$	$(c_0 S_0 \frac{W_3}{W} - c_a W_3) t_3$	$(c_0 S_0 \frac{W_n}{W} - c_a W_n) t_n$
Q_e	$V_0 h_0'$	$W_1 h_1'$	$W_2 h_2'$	$W_{n-1} h_{n-1}'$
Circulație în echicurent				
Q_a	$V_0 h_0''$	$W_1 h_1''$	$W_2 h_2''$	$W_{n-1} h_{n-1}''$
Q_b	$S_0 c_0 t_0$	$(S_0 c_0 - c_a W_1) t_1$	$(c_0 S_0 - c_a \sum_1^2 W_i) t_2$	$(c_0 S_0 - c_0 \sum_1^{n-1} W_i) t_{n-1}$
Q_c	$W_1 h_1''$	$W_2 h_2''$	$W_3 h_3''$	$W_n h_n''$
Q_d	$(c_0 S_0 - c_a W_1) t_1$	$(c_0 S_0 - c_a \sum_1^2 W_i) t_2$	$(c_0 S_0 - c_a \sum_1^3 W_i) t_3$	$(c_0 S_0 - c_a \sum_1^n W_i) t_n$
Q_e	$V_0 h_0'$	$W_1 h_1'$	$W_2 h_2'$	$W_{n-1} h_{n-1}'$
Circulație în contracurent				
Q_a	$V_0 h_0''$	$W_1 h_1''$	$W_2 h_2''$	$W_{n-1} h_{n-1}''$
Q_b	$(c_0 S_0 - c_a \sum_n^2 W_i) t_2$	$(c_0 S_0 - c_a \sum_n^3 W_i) t_3$	$(c_0 S_0 - c_a \sum_n^4 W_i) t_4$	$c_0 S_0 t_0$
Q_c	$W_1 h_1''$	$W_2 h_2''$	$W_3 h_3''$	$W_n h_n''$
Q_d	$(c_0 S_0 - c_a \sum_n^1 W_i) t_1$	$(c_0 S_0 - c_a \sum_n^2 W_i) t_2$	$(c_0 S_0 - c_a \sum_n^3 W_i) t_3$	$(c_0 S_0 - c_a W_n) t_n$
Q_e	$V_0 h_0'$	$W_1 h_1'$	$W_2 h_2'$	$W_{n-1} h_{n-1}'$
Circulație mixtă 1-1-2-3-⋯n-1				
Q_a	$V_0 h_0''$	$W_1 h_1''$	$W_2 h_2''$	$W_{n-1} h_{n-1}''$
Q_b	$(c_0 S_0 - c_a W_n) t_n$	$[c_0 S_0 - c_a (W_n + W_1)] t_1$	$[c_0 S_0 - c_a (W_n + \sum_1^2 W_i)] t_2$	$c_0 S_0 t_0$
Q_c	$W_1 h_1''$	$W_2 h_2''$	$W_3 h_3''$	$W_n h_n''$
Q_d	$[c_0 S_0 - c_a (W_n + W_1)] t_1$	$[c_0 S_0 - c_0 (W_n + \sum_1^2 W_i)] t_2$	$[c_0 S_0 - c_a (W_n + \sum_1^3 W_i)] t_3$	$(c_0 S_0 - c_0 W_n) t_n$
Q_e	$V_0 h_0'$	$W_1 h_1'$	$W_2 h_2'$	$W_{n-1} h_{n-1}'$
$W = W_1 + W_2 + \cdots + W_n$				

Scanned with OKEN Scanner

în care

$$\alpha_n = \frac{h''_{n-1} - h'_{n-1}}{h''_n - c_a t_n} \tag{22.52}$$

este *coeficientul de vaporizare în vaporizatorul n*, și

$$\beta_n = c_0 \frac{t_{n-1} - t_n}{h''_n - c_a t_n} \tag{22.53}$$

este *coeficientul de autovaporizare în vaporizatorul n.*

Pentru alte scheme de circulație a soluției sau a vaporilor calculul este asemănător, dar trebuie să se introducă modificările indicate în tabelul 22.10.

d) *Transferul termic în instalațiile de vaporizare cu efect multiplu.* În continuarea celor arătate la cap. 22.2.1.1. *c*, pentru transferul termic într-un singur vaporizator și introducînd indicii corespunzători ordinii vaporizatorului în instalație, rezultă următoarele ecuații pentru căldurile transmise în vaporizatoare:

$$\begin{aligned} Q_1 &= k_1 A_1 \Delta t_1 \\ Q_2 &= k_1 A_2 \Delta t_2 \\ &\vdots \\ Q_n &= k_n A_n \Delta t_n \end{aligned} \tag{22.54}$$

În ipoteza simplificatoare de egalitate a coeficienților de transfer termic ($k_1 = k_2 = \ldots = k_n = k$) și în ipoteza, reală în majoritatea cazurilor, de egalitate a ariilor suprafețelor de încălzire ($A_1 = A_2 = \cdots = A_n = A$) se obține:

$$Q = Q_1 + Q_2 + \ldots + Q_n = kA(\Delta t_1 + \Delta t_2 + \ldots + \Delta t_n)$$

sau

$$Q = kA\Delta t \tag{22.55}$$

Rezultă că în cele n vaporizatoare se transmite aceeași cantitate de căldură ca într-un singur vaporizator (de aceeași arie totală de încălzire A) în care însă căderea de temperatură dintre spațiul de încălzire și spațiul de fierbere ar fi egală cu suma căderilor de temperatură în toate vaporizatoarele instalației. Acest vaporizator ar produce tot numai aproximativ un kilogram de apă pentru fiecare kilogram de abur primar.

e) *Relațiile dintre ariile suprafețelor de încălzire ale vaporizatoarelor.* Unei instalații de vaporizare cu efect multiplu i se poate impune orice condiții referitoare la raportul dintre ariile suprafețelor de încălzire ale vaporizatoarelor care o compun.

Condiția curentă este egalitatea ariilor ($A_1 = A_2 = \ldots = A_n = A$) rezultată din convenienta de construcție a instalației cu vaporizatoare de mărime identică).

O altă condiție rațională este ca suma ariilor să fie minimă. Deși această condiție pare cea mai economică, totuși ea poate fi — practic — inferioară condiției precedente.

Scanned with OKEN Scanner

Numai proiectarea comparativă a instalației, în ambele condiții, ținînd seama de toate consecințele, poate pune în evidență soluția optimă.

Uneori, facultatea de alegere a soluției dintre ariile suprafețelor de încălzire este înlocuită prin condiții impuse de procesul tehnologic sau de economia generală de abur a uzinei. Așa, de exemplu, se poate impune necesitatea uneia sau a două prize de abur și, ca urmare, condiția, ca în unul sau două vaporizatoare să existe anumite temperaturi prestabilite. În acest exemplu, relația dintre ariile suprafețelor încălzite ale unor vaporizatoare va rezulta din calculul de proiectare tehnologică; numai pentru restul vaporizatoarelor unde temperaturile, sau alți parametri nu sînt obligatorii, relația dintre ariile suprafețelor de încălzire rămîne la alegere.

Relațiile între ariile suprafețelor de încălzire servesc la determinarea temperaturilor în vaporizatoare.

— *În condiția de egalitate a ariilor suprafețelor de încălzire.* Ariile de încălzire ale instalației cu efect multiplu rezultă din relațiile (22.54):

$$A_1=\frac{Q_1}{k_1\,\Delta t_1}\,;\ A_2=\frac{Q_2}{k_2\,\Delta t_2}\,;\ \ldots\,;\ A_n=\frac{Q_n}{k_n\,\Delta t_n} \tag{22.56}$$

în care indicii se referă la numărul de ordine al vaporizatoarelor (considerată în sensul circulației vaporilor).

Cînd ariile sînt egale, $(A_1=A_2=\ldots=A_n=A)$,

$$\frac{Q_1}{k_1\,\Delta t_1}=\frac{Q_2}{k_2\,\Delta t_2}=\ldots=\frac{Q_n}{k_n\,\Delta t_n} \tag{22.57}$$

Aplicînd regula proporțiilor (suma numărătorilor — considerați aici Q/k — supra suma numitorilor — aici Δt — este un raport egal cu fiecare dintre rapoartele proporției:

$$\frac{Q_1}{k_1\,\Delta t_1}=\frac{\dfrac{Q_1}{k_1}+\dfrac{Q_2}{k_2}+\ldots+\dfrac{Q_n}{k_n}}{\Delta t_1+\Delta t_2+\ldots+\Delta t_n}=\frac{\sum_1^n \dfrac{Q_i}{k_i}}{\Delta t} \tag{22.58}$$

etc.

Căderile de temperatură în vaporizatoare sînt deci:

$$\Delta t_1=\Delta t\,\frac{\dfrac{Q_1}{k_1}}{\sum_1^n \dfrac{Q_i}{k_i}}\,;\ \ldots\,;\ \Delta t_n=\Delta t\,\frac{\dfrac{Q_n}{k_n}}{\sum_1^n \dfrac{Q_i}{k_i}} \tag{22.59}$$

Ținînd seamă că $\Delta t=\theta_0-t_c$ (ec. 22.41) se pot deduce temperaturile din vaporizatoare

$$\begin{aligned}
t_1&=\theta_0-\Delta t_1=\theta_0-\Delta t\left(\frac{Q_1}{k_i}\sum_1^k\frac{Q_i}{k_1}\right)\\
t_2&=t_1-\Delta t_2=t_1-\Delta t\left(\frac{Q_2}{k_2}\sum_1^n\frac{Q_i}{k_1}\right)\\
&\vdots\qquad\qquad\vdots\\
t_n&=t_c=t_{n-1}-\Delta t_n=t_{n-1}-\Delta t\left(\frac{Q_n}{k_n}\sum_1^n\frac{Q_i}{k_i}\right)
\end{aligned} \tag{22.60}$$

Scanned with OKEN Scanner

Însumînd, se verifică:

$$\theta_0 - t_c = \Delta t$$

Pentru prima apreciere a temperaturilor din vaporizatoare, se poate folosi ipoteza simplificatoare a egalității căldurilor transmise în vaporizatoare ($Q_1 = Q_2 = \ldots = Q_n$); în această ipoteză, ecuațiile precedente se simplifică astfel:

$$k_1 \Delta t_1 = k_2 \Delta t_2 = \ldots = k_n \Delta t_n \tag{22.61}$$

$$\Delta t_1 = \Delta t \frac{\frac{1}{k_1}}{\sum_1^n \frac{1}{k_1}}, \ldots, \Delta t_n = \Delta t \frac{\frac{1}{k_n}}{\sum_1^n \frac{1}{k_n}} \tag{22.62}$$

$$\left.\begin{aligned} t_1 &= \theta_0 - \Delta t_1 = \theta_0 - \Delta t \left(\frac{1}{k_1} \Big/ \sum_1^n \frac{1}{k_i}\right) \\ t_2 &= t_1 - \Delta t_2 = t_1 - \Delta t \left(\frac{1}{k_2} \Big/ \sum_1^n \frac{1}{k_i}\right) \\ &\vdots \qquad\qquad \vdots \\ t_n &= t_c = t_{n-1} - \Delta t_n = t_{n-1} - \Delta t \left(\frac{1}{k_n} \Big/ \sum_1^n \frac{1}{k_i}\right) \end{aligned}\right\} \tag{22.63}$$

— *În condiția ariei totale minime a suprafețelor de încălzire.* Pentru suprafețele de încălzire a două vaporizatoare alăturate i și $(i+1)$ ale instalației,

$$A_i = \frac{Q_i}{k_i \Delta t_i} \quad \text{și} \quad A_{i+1} = \frac{Q_{i+1}}{k_{i+1} \Delta t_{i+1}}$$

condiția ca suma ariilor să fie minimă pentru o cădere de temperatură $(\Delta t_i + \Delta t_{i+1})$, rezultă din anularea derivatei ariei totale în raport cu căderea de temperatură Δt_i:

$$(A)_i^{i+1} = A_i + A_{i+1} = \frac{Q_i}{k_i \Delta t_i} + \frac{Q_{i+1}}{k_{i+1} \Delta_{i+1}}$$

sau, punînd $(\Delta t)_i^{i+1} = \Delta t_i + \Delta t_{i+1}$,

$$(A_i)_i^{i+1} = \frac{Q_i}{k_i \Delta t_i} + \frac{Q_{i+1}}{k_{i+1} [(\Delta t)_i^{i+1} - \Delta t_i]}$$

Derivînd în raport cu variabila Δt_i, se obține

$$\frac{d(A)_i^{i+1}}{d(\Delta t_i)} = -\frac{Q_i}{k_i (\Delta t_i)^2} + \frac{Q_{i+1}}{k_{i+1} [(\Delta t)_i^{i+1} - \Delta t_i]^2} = -\frac{Q_i}{k_i (\Delta t_i)^2} + \frac{Q_{i+1}}{k_{i+1} (\Delta t_{i+1})^2}.$$

Din anularea derivatei rezultă:

$$\frac{Q_i}{k_i (\Delta t_i)^2} = \frac{Q_{i+1}}{k_{i+1} (\Delta t_{i+1})^2},$$

sau

$$\frac{\Delta t_i}{\Delta t_{i+1}} = \sqrt{\frac{Q_i}{k_i} \Big/ \frac{Q_{i+1}}{k_{i+1}}} \tag{22.64}$$

Scanned with OKEN Scanner

Aplicînd regula proporţiilor (numărătorul către suma termenilor) se obţine:

$$\frac{\Delta t_i}{(\Delta t)_i^{i+1}} = \sqrt{\frac{Q_i}{k_i}} \Big/ \left(\sqrt{\frac{Q_i}{k_i}} + \sqrt{\frac{Q_{i+1}}{k_{i+1}}} \right)$$

sau

$$\Delta t_i = (\Delta t)_i^{i+1} \sqrt{\frac{Q_i}{k_i}} \Big/ \left(\sqrt{\frac{Q_i}{k_i}} + \sqrt{\frac{Q_{i+1}}{k_{i+1}}} \right) \tag{22.65}$$

şi (numitorul către suma termenilor):

$$\Delta t_{i+1} = (\Delta t)_i^{i+1} \sqrt{\frac{Q_{i+1}}{k_{i+1}}} \Big/ \left(\sqrt{\frac{Q_i}{k_i}} + \sqrt{\frac{Q_{i+1}}{k_{i+1}}} \right) \tag{22.66}$$

Prin extinderea acestui rezultat, se obţin pentru căderile de temperatură în instalaţia cu n vaporizatoare

$$\Delta t_1 = \Delta t \sqrt{\frac{Q_1}{k_1}} \Big/ \sum_1^n \sqrt{\frac{Q_i}{k_i}} \tag{22.67}$$

etc.

iar temperaturile în vaporizatoare:

$$\left.\begin{aligned} t_1 &= \theta - \Delta t_1 = \vartheta_0 - \Delta t \sqrt{\frac{Q_1}{k_i}} \Big/ \sum_1^n \sqrt{\frac{Q_i}{k_1}} \\ t_2 &= t_1 - \Delta t_2 = t_1 - \Delta t \sqrt{\frac{Q_2}{k_2}} \Big/ \sum_1^n \sqrt{\frac{Q_i}{k_i}} \\ &\vdots \qquad\qquad \vdots \\ t_n = t_c &= t_{n-1} - \Delta t_n = t_{n-1} - \Delta t \sqrt{\frac{Q_n}{k_n}} \Big/ \sum_1^n \sqrt{\frac{Q_i}{k_i}} \end{aligned}\right\} \tag{22.68}$$

Exemplu. O instalaţie de vaporizare cu efect multiplu funcţionează în condiţiile arătate în rîndurile 1—12 ale tabelului de mai jos. Se consideră instalaţia ideală îndeplinind condiţiile de la 22.2.2.2. Vaporizatoarele sînt identice (arii de încălzire egale). Instalaţia funcţionează cu circulaţia soluţiei în echicurent. Se cere: a) debitul apei vaporizate în fiecare vaporizator, b) temperaturile din vaporizator, c) ariile suprafeţelor de încălzire şi d) consumul de abur primar.

	Date				
1	Numărul vaporizatoarelor	n	3	—	Dat
2	Debitul soluţiei diluate	S_0	6,944	kg/s	Dat
	idem		25 000	kg/h	
3	Concentraţia soluţiei diluate	$C_{s,S}$	10	%	Dată
4	Concentraţia produsului	$C_{s,P}$	50	%	Dată
5	Temperatura soluţiei diluate (la intrare în vaporizatorul 1)	t_0	21	°C	Dată
6	Căldura masică a soluţiei diluate	c	4,19	kJ/(kg·K)	Dată
	idem		1,00	kcal/(kg·K)	

Scanned with OKEN Scanner

7	Căldura masică a solventului	c_a	4,19	kJ/kg·K	Dată
	idem		1,00	kcal/(kg·K)	
8	Presiunea aburului primar	p_0	$1{,}98 \cdot 10^5$	Pa	Dată
	idem		2,02	kgf/cm²	
9	Presiunea în condensator	p_c	$0{,}133 \cdot 10^5$	Pa	Dată
	idem		0,136	kgf/cm²	
10	Coeficientul de transfer termic în vaporizatorul 1	k_1	3 140	W/(m²·K)	Dată
	Idem		2 700	kcal/(m²·h·K)	
11	Coeficientul de transfer termic în vaporizatorul 2	k_2	1 977	W/(m²·K)	Dată
	idem		1 700	kcal/(m²·h·K)	
12	Coeficientul de transfer termic în vaporizatorul 3	k_3	1 163	W/(m²·K)	Dată
	idem		1 000	kcal/(m²·h·K)	
	Apă de vaporizat în instalație				
13	Apă de vaporizat în instalație	W	5,555	kg/s	Ec. (22.16)
	idem		20 000	kg/h	
	Diferența totală de temperatură				
14	Temperatura aburului primar (de încălzire), la presiune p_0	θ_0	120	°C	Tabele, obs. 2
15	Temperatura vaporilor în condensator	t_c	52	°C	Tabele, obs. 2
16	Diferența totală de temperatură	t	68	K	(14)—(15)

			Încercarea I	Încercarea II		
	Alegerea temperaturilor					
17	Căderea de temperatură în vaporizatorul 1	t_1	20	18	K	Obs. 3
18	Căderea de temperatură în vaporizatorul 2	t_2	19	18	K	Obs. 3
19	Căderea de temperatură în vaporizatorul 3	t_3	29	32	K	Obs. 3
20	Temperatura în vaporizatorul 1	t_1	100	102	°C	(14)—(17)
21	Temperatura în vaporizatorul 2	t_2	81	82	°C	(20)—(18)
22	Temperatura în vaporizatorul 3	t_3	52	52	°C	(21)—(19)=(15)
	Vaporizatorul 1					
23	Entalpia aburului primar, la θ_0	h''_0	2 705		kJ/kg	Tabele abur
	idem		646		kcal/kg	
24	Entalpia condensatului	h'_0	502		kJ/kg	Tabele abur
	idem		120		kcal/kg	

Scanned with OKEN Scanner

25	Entalpia vaporilor secundari (la t_1)	h_1''	2 675	2 680	kJ/kg	Tabele abur
	idem		639	640	kcal/kg	
26	Coeficientul de vaporizare	α_1	0,976	0,978	—	Ec. (22.44)
27	Coeficientul de autovaporizare	β_1	0,147	0,147	—	Ec. (22.44)
28	Apa vaporizată în vaporizatorul 1	W_1	1,720	1,722	kg/s	Obs. 1
	idem		6 190	6 198	kg/h	
	Vaporizatorul 2					
29	Entalpia aburului de încălzire, la t_1	h_1''	2 675	2 680	kJ/kg	(25)
	idem		639	640	kcal/kg	
30	Entalpia condensatului, la t_1	h_1'	419	427	kJ/kg	Tabele abur
	idem		100	102	kcal/kg	
31	Entalpia vaporilor secundari, la t_2	h_2''	2 646	2 650	kJ/kg	Tabele abur
	idem		632	633	kcal/kg	
32	Coeficientul de vaporizare	α_2	0,978	0,980	—	Ec. (22.47)
33	Coeficientul de autovaporizare	β_2	0,0345	0,033	—	Ec. (22.47)
34	Apa vaporizată în vaporizatorul 2	W_2	1,861	1,852	kg/s	Obs. 4
	idem		6 700	6 668	kg/h	
	Vaporizatorul 3					
35	Entalpia aburului de încălzire, la t_2	h_2''	2 646	2 650	kJ/kg	(31)
	idem		632	633	kcal/kg	
36	Entalpia condensatului la t_2	h_2'	339	356	kJ/kg	Tabele abur
	idem		81	84	kcal/kg	
37	Entalpia vaporilor secundari, la t_3	h_3''	2 596	2 596	kJ/kg	Tabele abur
	idem		620	620	kcal/kg	
38	Coeficientul de vaporizare	α_3	0,970	0,967	—	Ec. (22.50)
39	Coeficientul de autovaporizare	β_3	0,051	0,048	—	Ec. (22.50)
40	Apa vaporizată în vaporizatorul 3	W_3	1,974	1,953	kg/s	Obs. 4
	idem		7 111	7 034	kg/h	
	Consumul de abur primar					
41	Consumul de abur primar	V_0	2,805	2,805	kg/s	Obs. 4
			10 100	10 100	kg/h	
	Ariile suprafețelor de încălzire					
42	Vaporizatorul 1	A_1	98,5	109,5	m^2	Obs. 5
43	Vaporizatorul 2	A_2	103,2	110,5	m^2	Obs. 5
44	Vaporizatorul 3	A_3	127,2	115,3	m^2	Obs. 5
45	Media ariilor de încălzire		109,6	111,8	m^2	(42)+(43)+ +(44)/3
	Verificare					
46	Apa vaporizată în instalație	W	5,555	5,522	kg/s	(28)+(34)+
	idem		20 000	19 000	kg/h	+(40)=(13)

Scanned with OKEN Scanner

Observații: 1) Coeficienții totali de transfer termic ar trebui să fie recalculați la fiecare încercare. Totuși, pentru simplificarea prezentării, în acest exemplu, ei sînt considerați constanți.

2) Temperatura θ_0 a aburului primar, și deci temperatura în spațiul de încălzire al primului vaporizator, este temperatura corespunzătoare presiunii aburului, considerat ca abur saturat și fără gaze, necondensabile. O eventuală supraîncălzire se neglijează. θ_0 este temperatura maximă în instalația de vaporizare.

Temperatura t_c din condensator este temperatura corespunzătoare presiunii cunoscute p_c din condensator. Deoarece se neglijează căderea de presiune și de temperatură, în conducta de legătură dintre ultimul vaporizator și condensator, temperatura t_c este egală cu temperatura t_3 din ultimul evaporator.

Diferența de temperatură $\Delta t = \theta_0 - t_c$ este căderea totală de temperatură în instalația de vaporizare.

3) Întreg calculul se face prin aproximații succesive, pornind de la aprecierea temperaturilor în vaporizatoare. Începînd cu rîndul 17, tabelul cuprinde două încercări; rezultatele ultimei încercări sînt considerate satisfăcătoare.

Prima încercare, de orientare, corespunde datelor deduse din ecuația (22.62), după ce au fost încercate empiric ținînd seama că în primul vaporizator soluția se introduce rece și că în celelalte vaporizatoare soluția intră cu temperaturi superioare celor din vaporizatoare:

	Din ecuația (22.62)	Corectate
Δt_1	14 K	20 K
Δt_2	20 K	19 K
Δt_3	34 K	29 K
Δt	68 K	68 K

Pentru a doua încercare, temperaturile în vaporizatoare au fost determinate cu ajutorul ecuațiilor

$$\sum_1^n \frac{Q_i}{k_i} = \sum_1^n \frac{h''_{i-1} - h'_{i-1}}{k_i} W_{i-1} \tag{22.69}$$

împreună cu ecuațiile (22.59). În aceste ecuații se folosesc valorile din prima încercare. Rezultatele au fost și aici puțin corectate:

	Din ecuația (22.59)	Corectate
t_1	17,6 K	18 K
t_2	17,5 K	18 K
t_3	32,9 K	32 K
t	68,0 K	68 K

4) Bilanțurile termice ale vaporizatoarelor și un bilanț al apei vaporizate dau sistemul de patru ecuații, cu patru necunoscute:

$$W_1 = \alpha_1 V_0 + \beta_1 S_0$$

$$W_2 = \alpha_2 W_1 + \beta_2 \left(S_0 - \frac{c_a}{c_0} W_1 \right)$$

$$W_3 = \alpha_3 W_2 + \beta_3 \left[S_0 - \frac{c_a}{c_0} (W_1 + W_2) \right]$$

$$W = W_1 + W_2 + W_3$$

din a cărui rezolvare rezultă valorile necunoscutelor V_0, W_1, W_2, W_3.

5) Ariile suprafețelor de încălzire rezultă din ecuațiile:

$$A_i = \frac{Q_i}{k_i \Delta t_i} = \frac{h''_{i-1} - h'_{i-1}}{k_i \Delta t_i} W_{i-1}$$

Scanned with OKEN Scanner

Rezultatele primei încercări ($A_1=98,5$; $A_2=103,2$; $A_3=127,2$ m^2) sînt prea diferite pentru a putea considera că îndeplinesc condiția de egalitate a ariilor, impusă în enunțul problemei.

Rezultatele celei de-a doua încercări ($A_1=109,5$; $A_2=110,5$; $A_3=115,3$ m^2) sînt destul de apropiate de media lor (111,8 m^2). Aceste rezultate trebuie considerate și în legătură cu precizia relativ mică (eroare 5—10%) a coeficienților de transfer termic și cu numeroasele alte aproximații introduse în calcul. Dacă se cer valori mai apropiate între ele, se repetă calculul, într-o a treia încercare.

22.2.2.3. **Calculul instalației reale de vaporizare cu efect multiplu.** Ca principiu și metodă, calculul unei instalații reale de vaporizare cu efect multiplu este asemănător cu calculul precedent al instalației ideale. Deosebirile și complicațiile provin din înlăturarea ipotezelor simplificatoare care definesc instalația ideală (v. 22.2.2.2.).

— Se ține seamă de căderile de temperatură între soluție și vapori (rezultată din creșterea punctului de fierbere al soluției din vaporizatoare, în funcție de concentrație și de presiune) și de căderea de temperatură în conductele dintre vaporizatoare.

— Se ține seamă de căldurile pierdute în exterior prin montarea vaporizatoarelor; aceste călduri (v. pag. 448) se scad din căldurile transmise soluției în fierbere prin suprafețele de încălzire.

— Căldurile masice și căldurile de vaporizare sînt determinate în condițiile din fiecare vaporizator, cu ajutorul tabelelor sau diagramelor proprii soluției care se concentrează în instalație.

— Coeficienții de transfer termic se calculează pentru fiecare încercare.

— Pentru calcule mai exacte se ține seamă de variația căldurii de dizolvare cu concentrația, de supraîncălzirea aburului primar, de răcirea condensatului.

a) *Căderi de temperatură.* La o instalație ideală de vaporizare cu efect multiplu se consideră ca singure căderi de temperatură, numai diferențele dintre temperatura aburului de încălzire și a lichidului (solventului) în fierbere, din fiecare vaporizator.

Într-o instalație reală de vaporizare există, pentru fiecare vaporizator al instalației, trei căderi de temperatură.

1) căderea de temperatură utilă $(\Delta t_i)_u$, ca diferență între temperatura aburului de încălzire și temperatura lichidului în fierbere;

2) căderea de temperatură $(\Delta t_i)_s$, ca diferență între temperatura de fierbere a soluției $t_{i,s}$ și temperatura t, a vaporilor rezultați din vaporizarea soluției ($t_{i,s}$ este temperatura de fierbere a solventului la presiunea din vaporizatorul i), și

3) căderea de temperatură $(\Delta t_i)_c$, în conducta de legătură, între temperatura spațiului de vaporizare al evaporatorului i și temperatura spațiului de încălzire al vaporizatorului $(i+1)$, (pentru ultimul vaporizator, temperatura t_c din condensator); această cădere de temperatură este efectul pierderii de presiune în conducta de legătură și se consideră, de obicei, egală cu 1,0—1,5 K.

Pentru o aceeași diferență totală de temperatură Δt, căldura utilă totală $\sum_1^n (\Delta t_i)_u$ scade cu cît crește numărul vaporizatoarelor, instalației.

În schema din fig. 22.26 sînt arătate, după M. A. Kicighin și G. N. Kostenko, temperaturile din cîte o instalație cu simplu, dublu și triplu efect,

Scanned with OKEN Scanner

în care se concentrează aceeași soluție de hidroxid de sodiu; toate trei instalațiile funcționează între aceleași temperaturi extreme (Δt egală). Căderea utilă totală de temperatură este:

— pentru simplu efect: $(\Delta t)_u=(\Delta t_1)_u=60$ K,
— pentru dublu efect: $(\Delta t)_u=(\Delta t_1)_u+(\Delta t_2)_u=30+20=50$ K,
— pentru triplu efect: $(\Delta t)_u=(\Delta t_1)_u+(\Delta t_2)_u+(\Delta t_3)_u=$
$=20+10+10=40$ K.

Rezultă concluzia că pentru soluțiile la care creșterea punctului de fierbere este mare, instalația trebuie să aibă un număr mic de vaporizatoare.

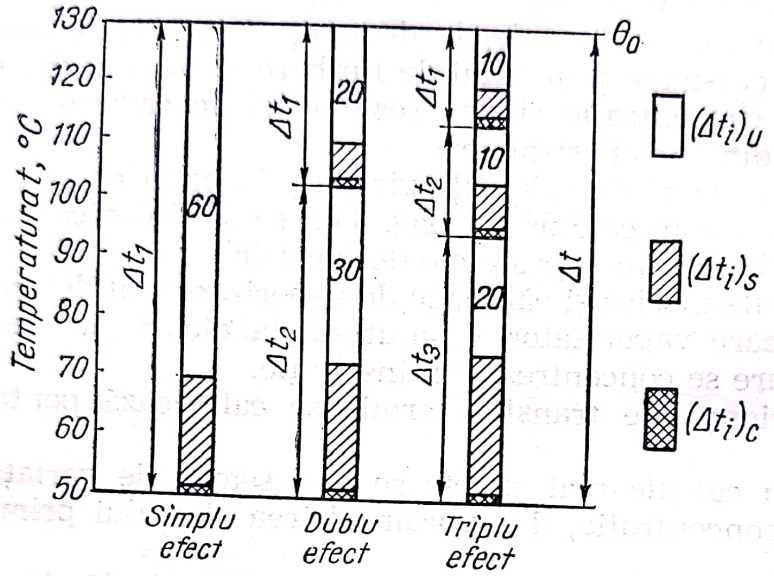


Fig. 22.26. Căderi de temperatură în instalații cu simplu, dublu și triplu efect, pentru concentrarea hidroxidului de sodiu.

b) *Schema de calcul.* Pentru instalațiile reale de vaporizare cu efect multiplu, se recomandă următoarea succesiune a calculului:

1) Se consideră, de obicei, cunoscute:

S_0 — debitul soluției diluate;
c_0 — căldura masică a soluției diluate;
t_0 — temperatura de intrare a soluției diluate în vaporizator;
$c_{s,\,S}$ — concentrația soluției diluate;
$c_{s,\,P}$ — concentrația produsului (soluției concentrate);
θ_0 — temperatura aburului primar;
t_c — temperatura din condensator (corespunzătoare presiunii);
$q_{p,\,i}$ — căldura pierdută în exterior de fiecare vaporizator, $i=1, 2, 3, \ldots, n$.

2) Se aleg temperaturile $t_1, t_2, \ldots, t_{n-1}$ în spațiile de vaporizare ale vaporizatoarelor, egale cu temperaturile de fierbere ale solventului pur, la presiunile din vaporizatoare. Este bine ca pentru această alegere să se facă un calcul de orientare în ipotezele simplificatoare ale instalației ideale.

Scanned with OKEN Scanner

3) Se aleg debitele W_1, W_2, ..., W_n de apă vaporizată în fiecare vaporizator. Alegerea se face tot pe baza calculului orientativ al instalației ideale.

4) Cu valorile alese la punctele 3 și 4 de mai sus se calculează sau se caută în tabele și grafice:

t'_1, t'_2, ..., t_n — temperaturile de fierbere ale soluției în vaporizatoare;
c_1, c_2, ..., c_n — căldurile masice ale soluției în vaporizatoare;
$q_{c,1}$, $q_{c,2}$, ..., $q_{c,n}$ — căldurile de concentrare (eventual de cristalizare) în vaporizatoare;
r_1, r_2, ..., r_n — căldurile de vaporizare în vaporizatoare.

5) Se întocmesc bilanțurile ale vaporizatoarelor în ordinea în care ele sînt parcurse de soluție. Într-o instalație cu circulația soluției în echicurent, ecuațiile de bilanț termic sînt:

$$\left.\begin{aligned} V_0(h''_0-h'_0)+S_0c_0(t_0-t_1)&=W_1(h''_1-c_0t_1)+q_{c,1}+q_{p,1}\\ W_1(h''_1-h'_1)+c_1(S_0-W_1)(t'_1-t'_2)&=W_2(h''_2-c_at_2)+q_{c,2}+q_{p,2}\\ &\vdots\\ W_{n-1}(h''_{n-1}-h'_{n-1})+c_{n-1}(S_0-\sum_1^n-\Sigma W_j)(t'_{n-1}-t'_n)&=\\ =W_n(h''_n-c_at_n)+q_{c,n}+q_{p,n}& \end{aligned}\right\} \quad (22.69)$$

h''' este entalpia aburului primar, supraîncălzit.

6) Se adaugă la sistemul precedent (22.69), ecuația de bilanț al apei vaporizate:

$$W=W_1+W_2+\ldots+W_n \quad (22.70)$$

și se rezolvă acest sistem format din $n+1$ ecuații pentru a găsi valorile celor $n+$e necunoscute: V_0, W_1, W_2, ..., W_n.

7) Dacă valorile astfel determinate diferă mult de cele alese la punctul 3 de mai sus, se repetă calculul de la punctele 3—6, cu valori corectate pentru V_0, W_1, W_2, ..., W_n. O singură repetare a calculului duce, de obicei, la valori acceptabile.

8) Se calculează ariile suprafețelor de încălzire cu ecuațiile:

$$\left.\begin{aligned} A_1&=V_0\,\frac{h''_0-h'_0}{k_1(\theta_0-t'_1)}\\ A_2&=W_1\,\frac{h''_1-h'_1}{k_2(t_1-t'_2)}\\ &\vdots\\ A_n&=W_{n-1}\,\frac{h''_{n-1}-h'_{n-1}}{k_n(t_{n-1}-t'_n)} \end{aligned}\right\} \quad (22.71)$$

9) Dacă ariile astfel determinate corespund relației dorite între ariile suprafețelor de încălzire, calculul este terminat. În caz contrar, se face o reajustare a temperaturilor t'_1, t'_2, ..., t'_n de fierbere a soluției. Se presupune, de obicei, că această schimbare nu influențează mult debitele de

Scanned with OKEN Scanner

apă evaporate W_1, W_2, ..., W_n, așa încît modificările se pot face direct în ecuațiile (22.71).

10) Se repetă calculele de la punctele 4—8 pe baza noilor valori ale temperaturilor t_1', t_2', ..., t_n' și a temperaturilor corespunzătoare t_1, t_2, ..., t_n, pînă la obținerea unei coordonări acceptabile între toți parametrii.

Pentru calculele unei instalații de vaporizare după schema de mai sus este necesar să existe tabele sau diagrame pentru temperatura de fierbere a soluției, în funcție de concentrație și presiune, și pentru proprietățile fizice ale soluției (căldura masică, viscozitate, conductivitate termică) în funcție de concentrație și temperatură.

22.2.2.4. **Numărul optim de vaporizatoare.** Determinarea numărului optim de vaporizatoare ale unei instalații cu efect multiplu este o problemă de optim economic: trebuie găsit numărul de vaporizatoare pentru care costul vaporizării (sau alt indicator economic) este minim.

Aparent, cu cît numărul vaporizatoarelor este mai mare, cu atît operația este mai economică, deoarece consumul de abur pe kilogramul de apă evaporată este mai mic.

Considerații mai amănunțite pot schimba această deducere simplă: Deoarece căderea totală de temperatură în instalație este fixată (de presiunea aburului primar disponibil și de temperatura apei de răcire disponibile) și pentru că în fiecare vaporizator este necesară o cădere (utilă) de temperatură între spațiul de încălzire și spațiul de fierbere, rezultă că numărul vaporizatoarelor nu poate fi oricît de mare. O cădere de cel puțin șase grade este limita inferioară pentru o circulație satisfăcătoare a lichidului în vaporizatoare cu circulația naturală. Căderea utilă minimă este mai mare la lichidele vîscoase. La vaporizatoarele cu circulație forțată nu se pun — din acest punct de vedere — restricții asupra căderii de temperatură.

Din cauza ridicării punctului de fierbere al soluției, există în fiecare vaporizator o cădere obligatorie de temperatură între soluție și vapori. Suma acestor căderi de temperatură trebuie acoperită de căderea totală de temperatură, ceea ce limitează numărul vaporizatoarelor.

Costul de amortizare, întreținere și reparații crește proporțional cu numărul vaporizatoarelor.

Din aceste considerații, rezultă că există un număr optim de vaporizatoare între cel al instalației ieftine cu un singur vaporizator, dar cu consum mare de abur și de apă de răcire și instalația, mai scumpă, cu mai multe vaporizatoare, dar cu consum mai mic de abur și de apă de răcire.

Problema se rezolvă calculînd costul evaporării unei tone de apă în instalații cu 1, 2, 3, ... vaporizatoare, cost rezultat din însumarea elementelor prețului de cost: manopera, apa de răcire, aburul, cota de amortizare a investițiilor, la care se adaugă cota pentru întreținere și reparații. Curbele care reprezintă elementele costului, în funcție de numărul vaporizatoarelor, au forma din fig. 22.27. Din insumarea ordonatelor acestor curbe, rezultă ordonatele curbei e care reprezintă variația costului vaporizării în funcție de numărul vaporizatoarelor. Minimul acestei curbe indică, pe abscisă, numărul optim de vaporizatoare.

Scanned with OKEN Scanner

De obicei, instalațiile cu efect multiplu au trei sau patru vaporizatoare. Pentru soluții diluate sau cu o mică ridicare a punctului de fierbere se ajunge la opt vaporizatoare. Se întîmplă uneori ca numărul vaporizatoarelor să fie limitat de căderea totală disponibilă de temperatură, comparată cu căderile de temperatură din vaporizatoare; dintre aceste căderi de temperatură cea corespunzătoare ridicării punctului de fierbere al soluției influențează în mod determinant numărul de vaporizatoare al instalației.

Nici modul de circulație a soluției nu este indiferent la fixarea numărului optim de vaporizatoare. Pentru soluționarea completă a problemei, este necesar să se facă calculele în mai multe variante de circulație a soluției prin instalație.

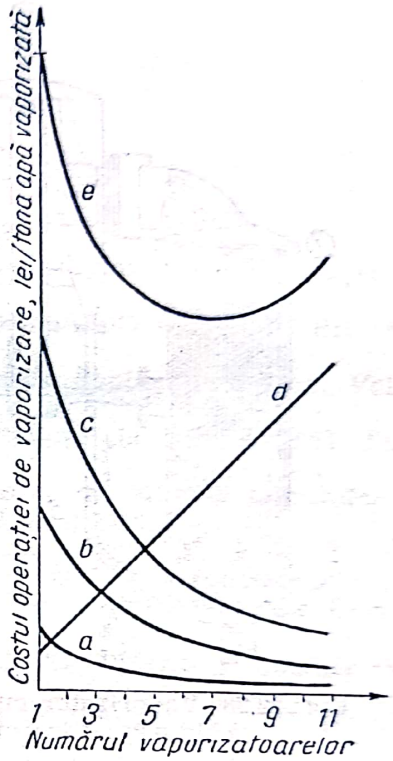


Fig. 22.27. Determinarea numărului optim de vaporizatoare.

22.3. Vaporizatoare cu pompă de căldură

Pe lîngă vaporizarea cu efect multiplu, o altă posibilitate pentru micșorarea consumului de abur primar și de apă de răcire este aplicată principiului pompei de căldură (v. 19.1.3.6).

Încălzirea cu pompa de căldură prezintă avantaje economice numai cînd ridicarea necesară de temperatură prin comprimarea vaporilor este destul de mică (6—8 K). Pe de altă parte, aceasta mică diferență de temperatură între aburul de încălzire (după comprimare) și vaporii secundari (care intră la comprimare) implică o arie mare a suprafeței de transfer termic și impune o ridicare foarte mică a punctului de fierbere al lichidului.

Ca urmare, vaporizatoarele cu pompă de căldură sînt folosite, cu avantaje economice, în următoarele două cazuri:

— cînd este disponibil abur de presiune înaltă care — pentru încălzirea vaporizatoarelor obișnuite — ar trebui să treacă printr-un ventil de laminare pentru reducerea presiunii; este preferabil ca acest abur să fie folosit, într-un injector, pentru comprimarea vaporilor secundari, într-o instalație de vaporizare cu pompă de căldură;

— cînd se vaporizează lichide care nu suportă temperaturi ridicate și care, din această cauză, nu pot fi vaporizate într-o instalație cu efect multiplu. Vaporizatoarele cu pompă de căldură sînt indicate pentru concentrarea laptelui, sucurilor de fructe, preparatelor farmaceutice, fără a le altera însușirile organoleptice, concentrația în vitamine etc. Tot în evaporatoarele cu pompă de căldură se pot concentra soluții de clei, gelatină, extracte tanante, leșie sulfitică, ape glicerinoase. Pentru unele din aceste lichide concentrarea prin pompa de căldură este avantajoasă numai pînă la o anumită concentrație.

Scanned with OKEN Scanner

Pentru comprimare se folosesc compresoare, injectoare sau — în unitățile mari — turbocompresoare. În injectoare se consumă aproximativ 0,25 kg de abur proaspăt pe kilogramul de apă vaporizată. Ridicarea de presiune este — în mod obișnuit — de $(0{,}2—0{,}5)\cdot 10^5$ Pa.

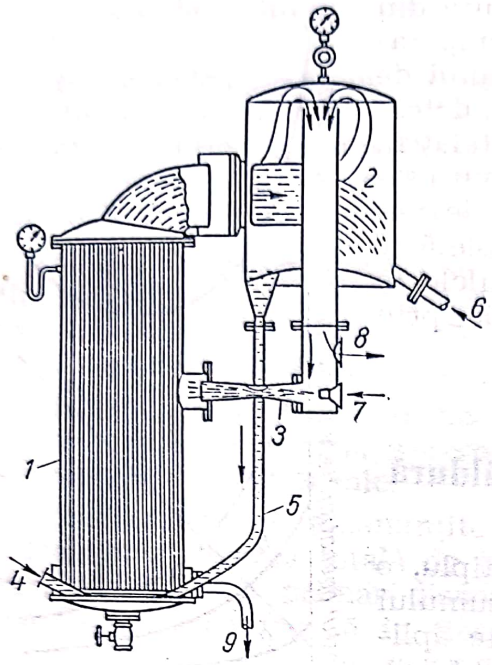


Fig. 22.28. Vaporizator cu pompă de căldură, cu injector:

1 — încălzitor (schimbător de căldură); *2* — separator de lichid; *3* — injector; *4* — intrarea soluției diluate; *5* — conductă pentru circulația soluției; *6* — ieșirea produsului; *7* — intrarea aburului proaspăt; *8* — ieșirea unei părți din vaporii secundari; *9* — ieșirea condensatului.

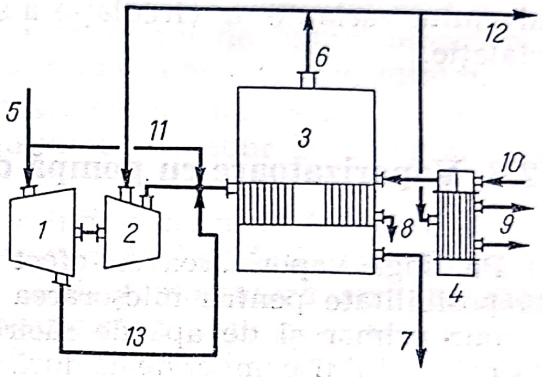


Fig. 22.29. Schema instalației de vaporizare cu pompă de căldură, cu turbocompresor:

1 — turbină de abur; *2* — turbocompresor; *3* — vaporizator; *4* — preîncălzitor de soluție; *5* — conductă de abur proaspăt; *6* — conductă de vapori secundari; *7* — ieșirea produsului; *8* — ieșirea condensatului; *9* — aerisirea; *10* — intrarea soluției diluate; *11* — conductă de abur proaspăt, pentru pornire; *12* — priză de abur pentru alte utilizări; *13* — conductă pentru folosirea aburului expandat de la turbină.

În fig. 22.28 și 22.29 sînt schițate două instalații de vaporizare cu pompă de căldură; în instalația din fig. 22.28 comprimarea vaporilor se face cu un injector, iar în cea din fig. 22.28 vaporii sînt comprimați cu un turbocompresor acționat de o turbină de abur.

Evaporarea cu pompă de căldură este, în general, o operație scumpă atît ca investiție cît și ca exploatare; poate fi însă luată în considerație numai cînd există energie (electrică, mecanică, termică) destul de ieftină. Instalația cu pompă de căldură nu este adaptabilă ușor la schimbări ale condițiilor de funcționare. Nu este indicată pentru lichide cu punct ridicat de fierbere și nici pentru lichidele care depun depozite, cruste sau cristale.

Pentru fiecare problemă de vaporizare trebuie să se compare din punct de vedere tehnologic și economic toate variantele posibile, pe baza unor proiecte complete. Se va da considerația cuvenită economiei de căldură (energie), de exemplu prin folosirea vaporilor secundari și a condensatului pentru preîncălzirea soluției diluate.

Scanned with OKEN Scanner

Pentru lichidele la care ridicarea punctului de fierbere este neglijabilă se va lua în considerație și posibilitatea de a combina vaporizarea cu pompa de căldură și vaporizarea cu efect multiplu în aceeași instalație.

BIBLIOGRAFIE

1. BADGER, W. L. *Evaporation.* În J. PERRY's: „Chemical Engineers' Handbook", III-rd Edition, New York, McGraw-Hill, 1950.
2. CARUANA, G. A Review of Evaporations and their Applications. În: British Chemical Engineering, 10, nr. 7, 1965, p. 466.
3. COULSON, J. M. and RICHARSON, J. F. *Chemical Engineering,* 2-nd. Vol. London, Pergamon Press, 1955.
4. KASATKIN, A. G. *Procese și aparate principale în tehnologia chimică* (trad. din l. rusă), ed. II, București, Editura tehnică, 1964.
5. KICIGHIN, M. A. și KOSTENKO, G. N. *Schimbătoare de căldură și instalații de evaporare* (trad. din l. rusă), București, Editura tehnică, 1958.
6. KRANZ, B. *Thermische Trennverfahren.* În: Ullmans „Enzyclopädie der Technische Chemie", Bd. III Aufl. München—Berlin. Urban and Schwarzenberg, 1951.
7. MATACHE, S. *Purificarea înaintată a substanțelor termolabile prin rectificare.* Teză de doctorat. Inst. Polit. București, 1982.
8. MINISTERUL INDUSTRIEI PETROLULUI ȘI CHIMIEI. *Procese și aparate în industria chimică.* București, Editura tehnică, 1959.
9. RĂȘENESCU, I. *Evaporarea.* În: „Manualul inginerului chimist", vol. III. București, Editura tehnică, 1953.
10. RUBIN, F. L. and HOLȚ, A. D. *Evaporation.* În: J. Perry's „Chemical Engineers' Handbook", IV-th Edition, 1963.
11. WATKINS, S. B., MACMURROY, H. D. and FORKER, K. G. *Evaporation. Practice.* În: Cremer-Davies „Chemical Engineering Practice", 6-th. Vol. London, Butterworths Scientific Publications, 1958.

Scanned with OKEN Scanner

CAPITOLUL 23

Cristalizarea

Cristalizarea este operația de separare prin care dintr-un sistem omogen (soluție sau topitură), se separă, în formă de cristale, unul sau mai mulți componenți.

Scopul operației de cristalizare poate fi: a) *recuperarea* unui component din soluție, b) *purificarea* unei substanțe prin dizolvări și cristalizări repetate, c) obținerea unui *produs într-o formă comercializabilă* (îndeplinind condiții impuse de beneficiar asupra aspectului, formei și mărimii cristalelor).

Cristalul, spre deosebire de solidul amorf, este un corp poliedric rezultat din dispunerea ordonată a moleculelor, atomilor sau ionilor constituenți în nodurile unei rețele spațiale, bine definite și specifice fiecărei substanțe. Rețelele spațiale sînt definite prin cele trei direcții ale planelor care generează rețeaua și prin distanța dintre ele. Mărimea cristalului și forma lui macroscopică (aciculară, tabulară, asociată) nu sînt totdeauna caracteristice unei anumite substanțe. Majoritatea cristalelor sînt *anizotrope*.

Cristalele sînt clasificate, pe baza considerațiilor de simetrie, în *șase sisteme cristalografice:*

1) *sistemul cubic,* cu trei axe de simetrie egale și rectangulare între ele;

2) *sistemul tetragonal,* cu trei axe de simetrie rectangulare, dintre care două egale;

3) *sistemul ortorombic,* cu trei axe de simetrie rectangulare, de lungimi neegale;

4) *sistemul hexagonal,* cu trei axe de simetrie, cu unghiuri de 60° între ele și o a patra axă de simetrie perpendiculară pe planul celorlalte trei axe; primele trei axe au lungimi egale, a patra axa poate avea aceeași lungime sau lungime diferită;

5) *sistemul monoclinic,* cu trei axe de simetrie de lungimi diferite, două dintre axe fiind perpendiculare între ele;

6) *sistemul triclinic,* cu trei axe de simetrie neegale și cu înclinații oarecare între ele.

Izomorfism. Dacă cristalele a două sau mai multe substanțe au rețele spațiale identice (sau cu mici diferențe între ele) aceste substanțe sînt *izomorfe.* Din soluția a două sau mai multe substanțe izomorfe, se obțin cristale mixte (numite și soluții solide); de exemplu: alaunii.

Scanned with OKEN Scanner

Polimorfism. Unele substanțe cristalizează în mai multe sisteme cristalografice diferite, după condițiile în care se face cristalizarea, de exemplu, cuarțul. Polimorfismul elementelor chimice se numește *alotropie;* de exemplu, sulful.

Randamentul cristalizării. Cantitatea maximă de cristale rezultate prin cristalizare este diferența dintre solvatul aflat inițial în lichid și cel rămas în soluția finală, saturată, ținînd seamă de eventuala vaporizare de solvent în timpul cristalizării și de înglobarea, ca apă de cristalizare, a solventului în cristale. Pentru cristalizările lente și a căror durată a fost insuficientă pentru atingerea echilibrului final, se definește un randament de cristalizare, prin relația:

$$\eta = 100\,\frac{C}{C_0} \tag{23.1}$$

în care:

η este randamentul cristalizării;

C — cantitatea de cristale rezultate din cristalizare;

C_0 — cantitatea maximă de cristale care ar rezulta în aceleași condiții dacă concentrația soluției finale este concentrația de saturare, la temperatura finală.

Mărimea C_0 se deduce dintr-un bilanț de materiale:

$$\underset{\substack{\text{Solvat anhidru}\\ \text{în soluția inițială}}}{S_0} + \underset{\substack{\text{Solvent în soluția inițială}}}{A_0} = \underset{\substack{\text{Solvat anhidru}\\ \text{în cristale}}}{\frac{C_0}{R}} + \underset{\substack{\text{Solvat pentru}\\ \text{hidratarea}\\ \text{cristalelor}}}{C_0\left(1-\frac{1}{R}\right)} +$$

$$+ \underset{\substack{\text{Solvent evaporat}\\ \text{în timpul}\\ \text{cristalizării}}}{E} + \underset{\substack{\text{Solvent}\\ \text{în}\\ \text{soluția finală}}}{\left[A_0-E-C_0\left(1+\frac{1}{R}\right)\right]} + \underset{\substack{\text{Solvat anhidru}\\ \text{în soluția}\\ \text{finală}}}{\frac{1}{100}\left[A_0-E-C_0\left(1+\frac{1}{R}\right)\right]}$$

din care, rezultă:

$$C_0 = R\,\frac{100\,S_0 - s\,(A_0-E)}{100-s\,(R-1)} \tag{23.2}$$

R este raportul dintre masa moleculară a solvatului hidratat și masa moleculară a solvatului anhidru;

s — concentrația de saturație, în procente de masă față de solvent.

23.1. Mecanismul cristalizării

Pentru cercetarea mecanismului cristalizării vor fi examinate: echilibrul între faze, formarea cristalelor sau a germenilor de cristalizare și creșterea cristalelor.

Scanned with OKEN Scanner

Condiția necesară pentru cristalizare este ca soluția să fie suprasaturată, adică concentrația ei să fie mai mare decît solubilitatea (concentrația de saturare). Se definește ca *grad de suprasaturare* raportul dintre concentrația reală a solvatului din soluție și concentrația de saturare. Modul cel mai frecvent pentru exprimarea concentrației este prin procentul de masă a solvatului anhidru față de solvent.

Solubilitatea substanțelor variază cu temperatura. Pentru substanțele care dau cristale fără apă de cristalizare, curba de solubilitate variază continuu cu temperatura; exemple: solubilitatea azotatului de sodiu crește cu temperatura, solubilitatea clorurii de sodiu rămîne aproape constantă cînd variază temperatura, iar solubilitatea sulfatului de sodiu scade cu creșterea temperaturii. În fig. 23.1 sînt prezentate solubilitățile cîtorva substanțe în funcție de temperatura.

Substanțele care au cristale hidratate (conținînd apă de cristalizare) au mai multe curbe de solubilitate, fiecare curbă corespunzînd unui anumit hidrat (unui anumit număr de molecule de apă de cristalizare) și unui interval de stabilitate.

Tiosulfatul de sodiu cristalizează între 0 și 48,2°C ca pentahidrat ($Na_2S_2O_3 \cdot 5H_2O$), între 48,2 și 66,5°C ca dihidrat ($Na_2S_2O_3 \cdot 2H_2O$) și peste 66,5°C ca sare anhidră ($Na_2S_2O_3$).

În fig. 23.2 este dată diagrama tipică de faze a unui sistem binar care formează un eutectic. *Eutecticul* este soluția cu compoziția care corespunde punctului de temperatură minimă pe curba solubilității, în diagrama fazelor.

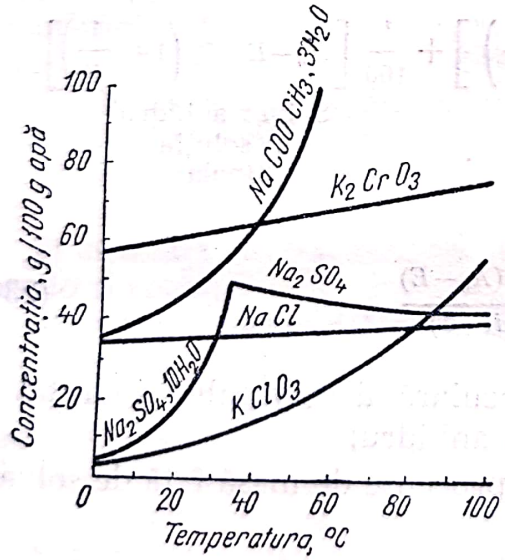


Fig. 23.1. Solubilitatea unor substanțe în funcție de temperatură.

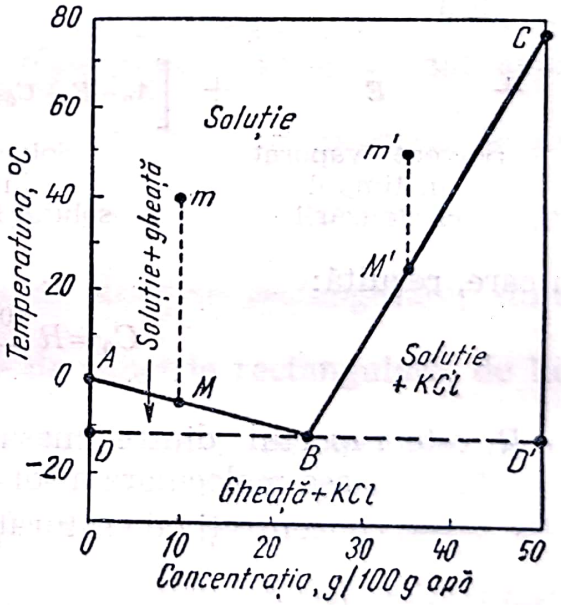


Fig. 23.2. Diagrama fazelor sistemului KCl—H_2O.

Diagrama din fig. 23.2 are patru cîmpuri (domenii): 1) deasupra liniei *ABC* este domeniul soluției de clorură de potasiu în apă; 2) domeniul *ABD* în care sistemul este format din soluție de clorură de potasiu și cristale de gheață; 3) domeniul *CBD'*, format din soluție plus cristale

Scanned with OKEN Scanner

de clorură de potasiu și 4) sub linia DD', unde sistemul se prezintă ca amestec de cristale de clorură de potasiu și cristale de gheață.

Dacă o soluție, de concentrația și temperatura punctului m, este răcită ea urmează liniat mM, pînă la intersecția M cu dreapta AB. Dacă răcirea continuă, apar cristale de gheață; prin eliminarea apei sub formă de gheață soluția devine mai concentrată în clorură de potasiu și temperatura scade după linia AB. Continuînd răcirea, se formează un amestec de cristale de gheață și de cristale de clorură de potasiu, de compoziție globală corespunzătoare eutecticului B; în timpul cristalizării eutecticului, temperatura se menține constantă pînă cînd întregul sistem a cristalizat. Urmează apoi răcirea sistemului cristalizat, cu scăderea temperaturii.

Dacă starea concentrație-temperatură a sistemului corespunde punctului m'; evoluția lui la răcire urmează linia $m'M'$; în M' apar cristale de clorură de potasiu, clorura devine mai săracă în clorură de potasiu și, răcindu-se în continuare, parcurge linia $M'B$. În punctul B întreg sistemul cristalizează în cristale de clorură de potasiu și cristale de gheață, de compoziție globală eutectică, la temperatură constantă.

Pentru sisteme ternare, cuaternare etc. au fost construite grafice ternare și reprezentări tetraedrice specifice fiecărui sistem.

23.1.2. Formarea centrelor de cristalizare

Condiția ca soluția să fie suprasaturată este necesară dar nu totdeauna și suficientă: soluții vîscoase suprasaturate, răcite de la temperaturi relativ înalte, în afara contactului cu atmosfera și ferite de impurificare cu praf sau cristale, pot rămîne timp îndelungat în stare de suprasaturare, fără să cristalizeze. Începerea cristalizării, numărul mic sau mare de cristale și formarea de noi cristale sînt condiționate de prezența și de formarea unor centre (nuclee, germeni) de cristalizare. Acestea sînt fie mici cristale sau fragmente de cristale (formate din zece pînă la cîteva mii de molecule) introduse intenționat în soluția suprasaturată, fie resturi de cristale intrate întîmplător în soluție, mai cu seamă din atmosfera înconjurătoare; chiar urme de praf, de altă natură decît substanța de cristalizat, pot forma centre de cristalizare.

O soluție însămînțată cu centre de cristalizare poate cristaliza dacă gradul de suprasaturare întrece o anumită valoare. Pe de altă parte, o soluție suprasaturată care conține centre de cristalizare nu poate fi menținută oricît de mult fără să cristalizeze.

Într-o cristalizare de laborator sau industrială, existența centrelor de cristalizare, concentrația lor și momentul apariției lor determină mărimea finală a cristalelor și uniformitatea lor în produsul final.

Într-o cristalizare continuă — în regim staționar — este necesar ca locul și debitul de formare ale centrelor de cristalizare să fie constante și bine controlate. Centre de cristalizare apar prin: a) inoculare (introducere) de cristale, b) formare spontană de centre din soluția care depășește un anumit grad de suprasaturare, c) fragmentarea cristalelor existente în urma unor acțiuni mecanice de lovire sau agitare, d) acțiunea indusă a cristalelor existente, e) suprasaturări locale, de exemplu în apropierea pereților răciți.

Scanned with OKEN Scanner

22.1.3. Creșterea cristalelor

Creșterea cristalelor este efectul a două fenomene diferite, dar care se petrec simultan: a) transferul de masă, prin difuziune și convecție, din soluție către fața cristalului, sub acțiunea forței motoare $(c—c_i)$:

$$\frac{dm'}{d\tau} = k_d A\,(c—c_i) \tag{23.3}$$

și b) depunerea pe cristal, descrisă de o ecuație asemănătoare celei pentru o reacție de ordinul întîi:

$$\frac{dm}{d\tau} = k_r A\,(c_i—c^*) \tag{23.4}$$

În aceste ecuații,

m' este masa de substanță transportată, prin soluție, spre cristal;
m — masa de substanță corespunzătoare creșterii cristalelor;
τ — timpul;
A — aria fețelor cristalului;
c — concentrația substanței în soluția suprasaturată;
c_i — concentrația substanței la interfaza soluție-cristal;
c^* — concentrația de saturație (la echilibru);
k_d — coeficientul (parțial) de transport (de masă) de la soluție la interfața soluție-cristal;
k_r — constanta (vitezei) de cristalizare.

Concentrația constantă c_i, care se stabilește la interfața soluție-cristal, are o astfel de valoare încît debitul $dm/d\tau$ de substanță adusă la interfață să fie egal cu debitul $dm'/d\tau$ al substanței depuse. Din ecuațiile (23.3) și (23.4) rezultă:

$$\frac{dm}{d\tau} = k_d A(c—c_i) = k_r A(c_i—c^*)$$

din care, prin eliminarea concentrației c_i, greu de cunoscut, se obține:

$$\frac{dm}{d\tau} = \frac{1}{\frac{1}{k_d} + \frac{1}{k_r}} A(c—c^*)$$

sau

$$\frac{dm}{d\tau} = KA(c—c^*) \tag{23.5}$$

unde

$$K = \frac{1}{\frac{1}{k_d} + \frac{1}{k_r}} \tag{23.6}$$

este *coeficientul total de transfer* (de masă) în cristalizare.

Coeficientul parțial k_d este o funcție de viscozitate η, de densitatea ρ, și de viteza w ale soluției, de constanta de difuziune D a solvatului și de o lungime caracteristică l:

$$k_d = f(\eta, \rho, w, D, l) \tag{23.7}$$

Scanned with OKEN Scanner

Agitarea soluției mărește valoarea coeficientului k_d și deci — pînă la o anumită limită — și valoarea coeficientului K; cînd k_d este foarte mare, K tinde către k_r.

Viteza creșterii liniare a cristalelor se obține din relația dintre masa și volumul substanței depuse:

$$m=V\rho=Al\rho \tag{23.8}$$

sau

$$dm=A\rho\, dl \tag{23.9}$$

unde:

V este volumul corespunzător masei m de substanță;
ρ — densitatea substanței cristalizate;
l — grosimea stratului format pe suprafața A, cînd se depune volumul V de substanță.

Din ecuațiile (23.5) și (23.9) se obține viteza creșterii liniare:

$$\frac{dl}{d\tau}=\frac{k}{\rho}(c-c^*)=K'\Delta c \tag{23.10}$$

unde

Δc este suprasaturare soluției;
$K'=K/\rho$ — o constantă.

Din ecuația (23.10) rezultă concluzia interesantă pentru cristalizare că viteza de creștere liniară a cristalelor este independentă de mărimea lui.

Deoarece viteza liniară de creștere a cristalelor este diferită pe diferitele fețe ale cristalului (altfel cristalele ar fi totdeauna cubice) rezultă că valoarea constantei K și deci a constantei K' este diferită pentru fețele cristalului.

Viteza de creștere în volum se deduce din relația de proporționalitate:

$$V=al^3 \tag{23.11}$$

dintre volum și cubul unei dimensiuni liniare, valabilă pentru corpuri solide asemenea din punct de vedere geometric.

Diferențiind, rezultă:

$$dV=3\,al^2\, dl$$

și, împreună cu ecuația (23.10) se obține

$$\frac{dV}{d\tau}=3\,aK'l^2\,\Delta c=K''l^2\,\Delta c \tag{23.12}$$

unde:

a este o constantă caracteristică formei geometrice a cristalului;
$K''=3\,aK'$ este o altă constantă.

Dacă se cunosc dimensiunile cristalelor la un anumit moment, se pot deduce dimensiunile finale și reprezentarea dimensiunilor în funcție de masa de substanță cristalizată, cu ajutorul ecuației:

$$M=\int\rho dV=\int\rho a[\Sigma(l+\Delta l^3)-\Sigma l^3] \tag{23.13}$$

unde M este masa de substanță cristalizată în intervalul de timp considerat.

Scanned with OKEN Scanner

Creșterea unui cristal se face în așa fel încît unghiurile dintre fețele cristalului se mențin constante; cu alte cuvinte, creșterea apare ca o deplasare de translație a fețelor. Așa cum s-a arătat mai înainte, viteza aceasta de deplasare nu este aceeași pentru toate fețele cristalului.

În timpul creșterii, cristalul nu rămîne totdeauna geometric asemenea cu forma lui inițială: raportul dintre ariile fețelor se schimbă, unele fețe dispar. Fețele care au viteză mai mare de creștere și sînt vecine cu fețe case au viteze mici de creștere, se micșorează și dispar, așa cum rezultă și din fig. 23.3, care reprezintă o secțiune printr-un cristal la

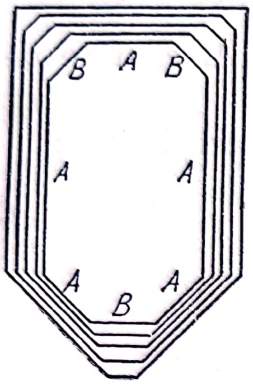


Fig. 23.3. Creșterea cristalelor.

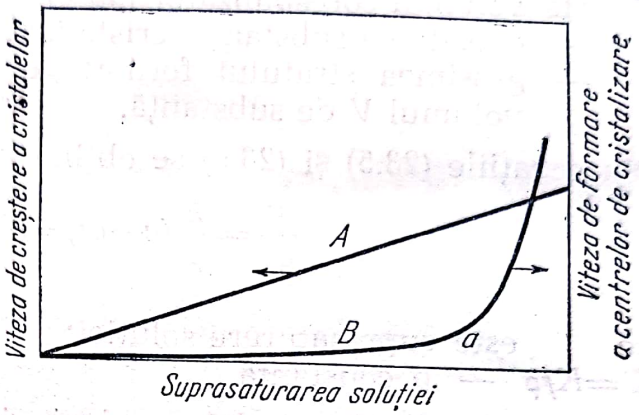


Fig. 23.4. Diagrama vitezei de creștere a cristalelor (dreapta *A*) și a formării centrelor de cristalizare (curba *B*) în funcție de gradul de suprasaturație a soluției.

diferite momente ale creșterii; fețele notate cu *A* sînt fețe cu creștere lentă (distanța mică între liniile izocrone), iar cele notate cu *B* sînt fețe cu creștere rapidă; se vede că pe măsură ce cristalul crește, fețele *B* se micșorează și dacă procesul de creștere se prelungește suficient, ele dispar.

Într-o cristalizare industrială, formarea centrelor de cristalizare și creșterea cristalelor se petrece simultan: în tot timpul cristalizării apar noi centre de cristalizare, care devin cristale mai mici sau mai mari după timpul și condițiile disponibile pentru creștere.

Cîteva rezultate calitative asupra dezvoltării unei cristalizări pot fi deduse din fig. 23.4, care conține două linii ipotetice: linia *A*, reprezentînd creșterea liniară a cristalelor în funcție de gradul de suprasaturație al soluției (în conformitate cu ecuația (23.10), această linie este o dreaptă), și curba *B*, care reprezintă viteza de formare a centrelor de cristalizare (numărul de noi centre formate în unitatea de timp pentru fiecare cristal existent inițial), tot în funcție de suprasaturația soluției. Curba *B*, crește la început, încet și apoi din ce în ce mai repede cu creșterea suprasaturației.

Din această diagramă, se constată:

— la suprasaturații slabe, procesul de creștere a cristalelor este predominant, cu toate că și acesta se petrece cu viteză redusă;

— la suprasaturații puternice, și în special după punctul *a*, unde începe creșterea rapidă a pantei curbei *B*, formarea centrelor de cristalizare devine importantă și chiar predominantă;

— formarea cristalelor mari este condiționată de un grad mic de suprasaturație, pentru a evita formarea multor cristale;

— viteza maximă de cristalizare în cristale mari, adică o bună productivitate a cristalizatorului se obține la un grad de saturație corespunzător punctului *a* al curbei *B*, înainte ca panta curbei *B* să crească repede.

Practica industrială și cerințele beneficiarilor impun condiții — uneori nejustificate — asupra formei, mărimii și aspectului produsului cristalizat.

Cristalele mari sînt mai pure din cauza cantității mai mici de soluție aderentă și din cauza că pot fi spălate mai ușor (apa de spălare trece mai ușor prin stratul de cristale mari).

Cristalele mici se obțin mai ușor (productivitate mai mare a cristalizatorului) și se dezvoltă mai repede.

Pentru obținerea cristalelor mari, se lucrează cu soluții puțin suprasaturate, fără agitare. Pentru obținerea cristalelor mici, se lucrează cu soluții cu grad mare de saturație.

23.1.4. **Influența impurităților**

În general, impuritățile solubile nu influențează apreciabil cristalizarea; cea mai mare parte a impurităților rămîn în soluție, restul aderă la suprafața cristalelor sau între cristale sau sînt ocluse în interiorul cristalelor. Uneori impuritățile influențează atît formarea centrelor de cristalizare, cît și creșterea și deformarea cristalelor. Nu sînt cunoscute relațiile dintre natura soluției, natura impurităților și efectul lor. Se presupune că efectul impurităților rezultă din aderarea lor pe fețele cristalelor, unele cristale absorb impuritățile preferențial pe anumite fețe de simetrie cristalografică, cu rezultatul deformării cristalelor finale; de exemplu, cantități mici de uree în soluția de clorură de sodiu fac să se obțină cristale octaedrice de clorură de sodiu (în loc de cristale cubice).

Efectul impurităților este, în general, de a întîrzia sau opri cristalizarea. O aplicație a acestui efect este adăugarea de hexametafosfat de sodiu, tanin, dextrină sau alte substanțe cu molecule mari pentru a opri cristalizarea carbonatului de calciu sub formă de cruste în cazanele de abur.

23.1.5. **Aglomerarea cristalelor**

Cristalele independente au tendința de a forma aglomerate. Cauza aglomerării este existența sau apariția între cristale a unui film de lichid care dizolvă o parte din substanța cristalelor și care, evaporîndu-se, sudează cristalele primare, prin noi cristalizări secundare.

Originea filmului de lichid este multiplă:

— resturi din soluția inițială sau din apa de spălare, dacă cristalele nu au fost bine uscate;

— pe fața unui cristal apa are presiunea de vapori egală cu cea a soluției saturate și deci mai mică decît a apei pure la aceeași tempera-

Scanned with OKEN Scanner

tură; rezultă că și atunci cînd atmosfera nu este saturată în vapori de apă, apa lichidă se va condensa pe suprafața cristalelor;

— apa din cristalele substanțelor hidratate are o anumită presiune de vapori, funcție de temperatură; dacă presiunea parțială a vaporilor de apă din atmosfera înconjurătoare este mai mare, aceștia se vor condensa ca apă lichidă pe suprafața cristalelor; dacă presiunea parțială a vaporilor de apă din atmosferă este mai mică decît presiunea apei din cristale, cristalele vor pierde apă;

— presiunea vaporilor de apă deasupra suprafețelor curbe diferă de cea de deasupra suprafețelor plane; presiunea scade mult pentru suprafețe concave cu rază foarte mică, acesta este cazul meniscurilor de apă care se formează în capilarele unei mase de cristale; ca urmare, vaporii de apă se condensează din atmosferă chiar pentru stări higrometrice departate de saturație.

Posibilități mai importante pentru evitarea aglomerării cristalelor sînt:

— uscarea cristalelor;

— depozitarea cristalelor în atmosferă uscată sau în ambalaje corespunzătoare;

— cristalizare în cristale mari și de mărime uniformă (cristale mici sau de mărimi diferite, cu multe puncte de contact, dau naștere la pori mici prielnici pentru condensarea vaporilor);

— adăugarea de substanțe insolubile (fosfat de calciu, talc) sau hidrofobe (acid stearic, stearați).

23.2. Cristalizarea fracționată

Solubilitatea unei substanțe într-un solvent este mult influențată de prezența altor substanțe dizolvate. Din influențarea mutuală a solubilității celor două substanțe dizolvate și din variația temperaturii se poate ajunge la cristalizarea fracționată, adică la cristalizarea uneia din substanțe în stare destul de pură pentru ca metoda să fie aplicată industrial.

Această posibilitate există, de exemplu, pentru amestecul de clorură de sodiu și de azotat de sodiu. La 100°C, solubilitatea clorurii de sodiu este de 40 g NaCl/100 g apă, iar a azotatului de sodiu de 176 g NO_3/100 g apă; solubilitatea amestecului de clorură de sodiu și azotat de sodiu (solubilitatea în prezența unui exces din aceste săruri) este de (17 g NaCl + 160 g $NaNO_3$)/100 g apă. La 20°C, cifrele de mai sus devin: 36 g NaCl/100 g apă, 88 g $NaNO_3$/100 g apă și (25 g NaCl + 59 g $NaNO_3$)/100 g apă.

În tabelul 23.1 sînt arătate punctele importante ale procesului, iar în fig. 23.5 sînt înfățișate grafic condițiile desfășurării procesului. Linia *AC* reprezintă compoziția unei soluții saturate de clorură de sodiu la 20°C, în care se adaugă azotat de sodiu, iar linia *BC* compoziția unei soluții saturate de azotat de sodiu, la 20°C, în care se adaugă clorură de sodiu. Punctul *C* reprezintă compoziția unei soluții saturate de clorură de sodiu și de azotat de sodiu (în contact cu exces de clorură de sodiu și de azotat de sodiu solide).

Scanned with OKEN Scanner

Tabelul 23.1

Cristalizare fracțională (exemplul din fig. 23.5)

Punctul (fig. 23.5)	Temperatura [°C]	Soluția	NaCl [g în 100 g apă]	$NaNO_3$ [g în 100 g apă]
A	20	NaCl soluție saturată	36	—
B	100		40	—
C	20	$NaNO_3$ soluție saturată	—	88
D	100		—	176
E	20	NaCl+$NaNO_3$ soluție saturată	25	59
F	100		17	160
G	20	NaCl+$NaNO_3$ soluție saturată la 100°C și răcită la 20°C	17	68

Liniile *DE* și *FE* reprezintă soluțiile saturate corespunzătoare la 100°C.

Linia *CE* reprezintă, cu oarecare aproximație, compoziția soluției saturate în clorură de sodiu și azotat de sodiu la temperaturi intermediare (între 20 și 100°C).

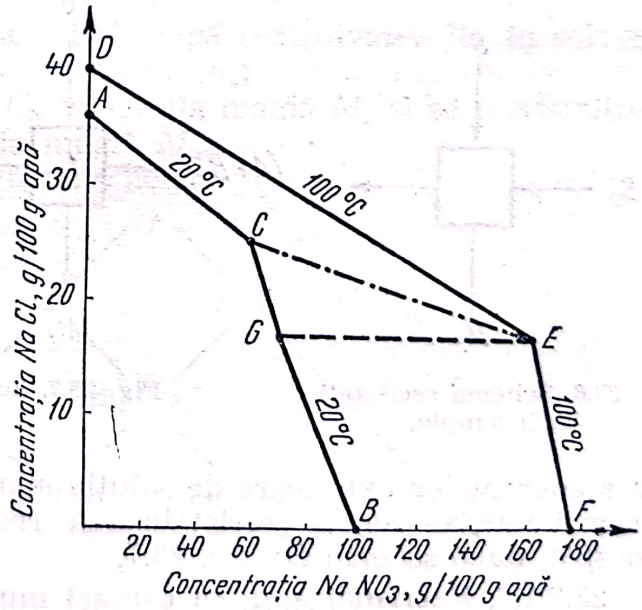


Fig. 23.5. Cristalizarea azotatului de sodiu dintr-o soluție conținînd clorură de sodiu și azotat de sodiu.

Răcind o soluție saturată de la 100°C (punctul *E*) la 20°C, soluția devine nesaturată în clorură de sodiu dar suprasaturată în azotat de sodiu (punctul G). Urmează că excesul de azotat de sodiu poate cristaliza în stare pură.

Scanned with OKEN Scanner

O altă metodă de cristalizare fracționată se întemeiază pe diferența dintre vitezele de cristalizare ale celor două substanțe care trebuie separate sau pe întîrzierea cristalizării uneia dintre substanțe din soluția neînsămînțată. Pe această din urmă metodă se bazează separarea clorurii de potasiu de borax: clorura de potasiu cristalizează repede din soluția suprasaturată în borax și clorură de potasiu; se lasă să cristalizeze excesul de clorură de potasiu, se îndepărtează cristalele de clorură de potasiu și apoi urmează cristalizarea boraxului în stare destul de pură.

De altfel, una din aplicațiile importante ale cristalizării este purificarea substanțelor, aplicație care se bazează tocmai pe cristalizarea fracționată: substanța principală cristalizează din soluția suprasaturată, pe cînd substanțele, care formează impuritățile, rămîn în soluție a cărei concentrație a fost astfel aleasă încît impuritățile să nu atingă concentrația de saturare.

23.2.1. Procedee de cristalizare

23.2.1.1. **Recristalizarea simplă.** Procedeele precedente pot fi reprezentate prin schema din fig. 23.6: într-un cristalizator se aduce amestecul de substanțe $(A+B)$ format din substanța A mai puțin solubilă și din substanța B (care poate fi considerată impuritate) mai solubilă într-un solvent comun S; se adaugă solventul, se aduce soluția la suprasaturație în A prin fierbere sau prin răcire și se separă cristalele C_1 și soluția mamă M_1.

23.2.1.2. **Recristalizarea repetată.** Recristalizarea simplă nu ajunge, de obicei, la un produs suficient de pur din cauza ocluziunilor interioare

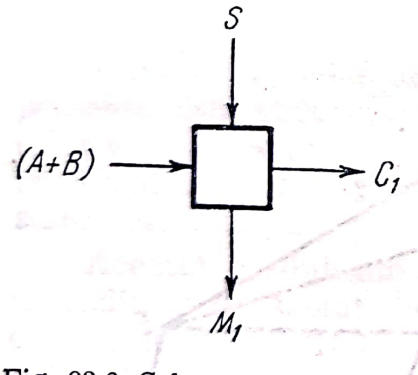


Fig. 23.6. Schema recristalizării simple.

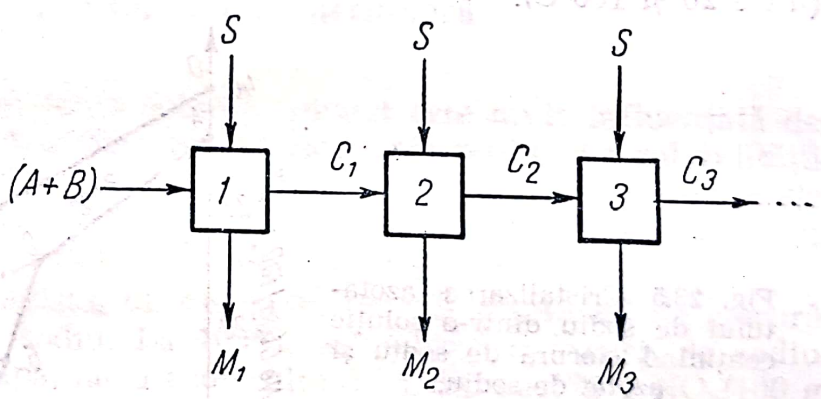


Fig. 23.7. Schema recristalizării repetate.

sau a aderențelor exterioare de soluția mamă. Pentru obținerea unui produs mai pur, se repetă recristalizarea redizolvînd cristalele în solvent proaspăt, după schema din fig. 23.7.

23.2.1.3. **Recristalizarea cu contact multiplu, în contracurent.** În procesele precedente, soluțiile mamă conțin o mare cantitate de substanță A, care se pierde. Randamentul în substanța A este slab. De aceea, atunci cînd se cere substanță A pură dar și randament ridicat sau cînd se cere separarea ambelor substanțe A și B în stare pură sau cînd condițiile de solubilitate ale celor două substanțe nu permit aplicarea altor procedee,

Scanned with OKEN Scanner

se adoptă recristalizarea cu contact multiplu în contracurent. Acest procedeu se bazează pe recristalizări și redizolvări succesive, după schema din fig. 23.8.

După această schemă:

— se recristalizează soluția $(A+B)+S$, obținîndu-se cristalele C_1 și soluția M_1;

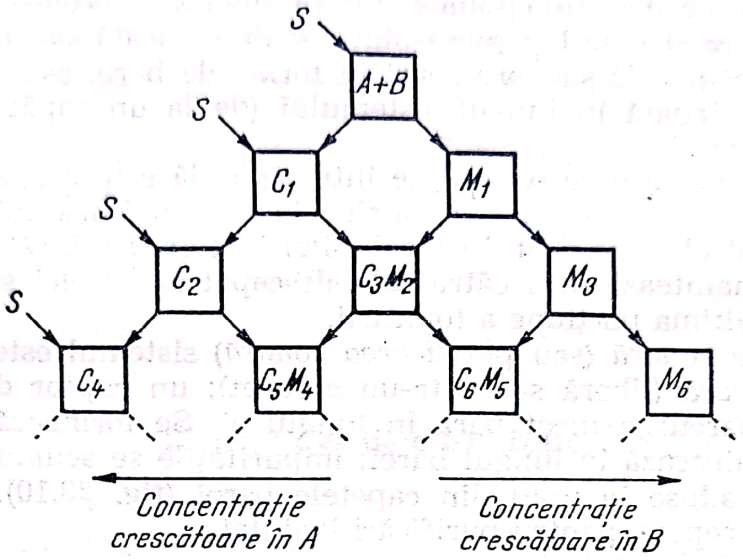


Fig. 23.8. Schema procedeului de recristalizare cu contact multiplu în contracurent.

— cristalele C_1 se recristalizează, după redizolvarea lor în solvent S, obținîndu-se cristalele C_2, mai pure, și soluția mamă M_2;

— soluția mamă M_1 se concentrează obținîndu-se cristalele C_3 și soluția mamă M_3;

— cristalele C_2 se recristalizează, după redizolvarea lor în solvent S, obținîndu-se cristalele C_4 și soluție mamă M_4;

— se redizolvă cristalele C_3 în soluția mamă M_2 și se recristalizează: se obțin cristalele C_5 și soluția mamă M_5.

— și așa mai departe, conform schemei.

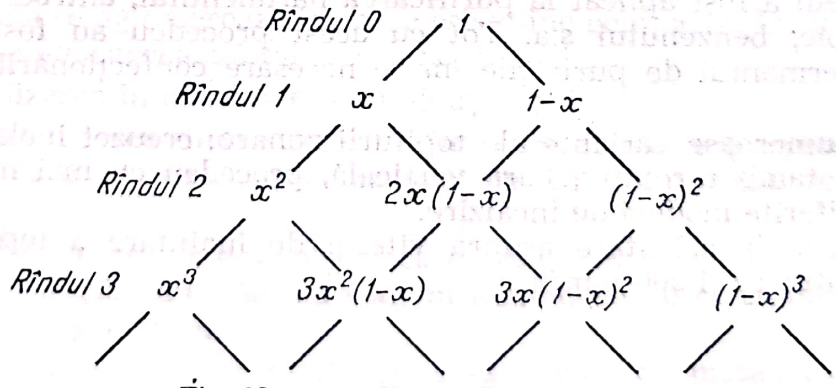


Fig. 23.9. Repartizarea substanței A.

În fig. 23.9 sînt date cantitățile de substanță A, considerînd că operația începe cu o cantitate egală cu unitatea și presupunînd că la fiecare recristalizare se obțin x părți de A în cristale și deci (1—x) părți rămîn în soluția mamă.

Scanned with OKEN Scanner

Valorile numerice ale fiecărui rînd corespund termenilor dezvoltării binomului

$$x+(1-x)^n$$

în care n este numărul rîndului din schemă. O schemă analoagă se poate întocmi și pentru substanța B.

23.2.1.4. **Procedee direcționale: topire zonară.** Procedeele direcționale sînt cele în care sistemul impur (soluție suprasaturată sau topitură), adus într-un creuzet-nacelă sau prelucrat în formă de bară, este purificat prin recristalizare dirijată în lungul sistemului (de la un capăt la celălalt al rigolei sau al barei.

Dacă o topitură care se găsește într-o nacelă este răcită înaintînd de la unul din capetele nacelei, impuritățile din topitura inițială se concentrează (cînd ele sînt destul de solubile) în topitura încă nesolidificată; impuritățile înaintează deci către celălalt capăt al nacelei și cristalizează împreună cu ultima porțiune a topiturii.

La *topirea zonară* (sau *purificarea zonară*) sistemul este inițial solid, în formă de bară (liberă sau într-un creuzet); un cuptor de dimensiuni relativ mici parcurge încet bara în lungul ei. Se formează deci o zonă topită care înaintează în lungul barei; impuritățile se acumulează în zona topită și sînt aduse la unul din capetele barei (fig. 23.10). Parcurgerea barei se poate repeta, pentru purificări înaintate.

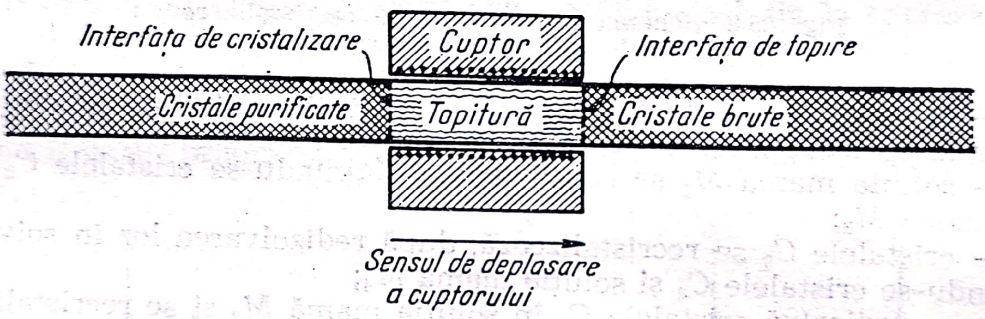


Fig. 23.10. Topire zonară.

Procedeul a fost aplicat la purificarea naftalenului, antrocenului, acidului benzoic, benzenului ș.a. Tot cu acest procedeu au fost obținute siliciul și germaniul de puritățile înalte necesare confecționării semiconductorilor.

Există numeroase variante ale topiturii zonare: creuzet inelar, creuzet elicoidal pe tambur rotativ, bară verticală, procedeu cu mai multe zone de topire, diferite moduri de încălzire.

Ca valori de orientare asupra vitezei de înaintare a topiturii sînt date cifre între 10 și 200 mm/h.

23.3. Cristalizatoare

Aparatele și instalațiile industriale de cristalizare au scopul de a separa, dintr-o soluție, substanțe dizolvate, sub formă de cristale cu mărimea, puritatea și aspectul cerute.

Clasificarea cristalizatoarelor industriale se poate face după următoarele criterii:

— după funcționarea în șarje (discontinuă) sau continuă;

— după modul în care se obține suprasaturarea soluției; prin răcire sau prin vaporizarea solventului;

— după prezența sau absența elementelor mobile (agitatoare, raclete);

— dacă în aparat se realizează și un proces de clasare a cristalelor.

Clasificarea după obținerea suprasaturației este adoptată mai jos, cu grupele:

1) prin răcire (fără vaporizare), cu subgrupele: răcire în contact cu atmosfera; răcire industrială, cu un agent purtător de căldură;

2) prin vaporizare (aproximativ izotermă), cu încălzire indirectă;

3) prin vaporizare (adiabatică), cu răcire.

23.3.1. Cuve de cristalizare

Pentru producția mică sau mijloace de cristale, se mențin încă în industria chimică cristalizatoarele formate din cuve de formă cilindrică, tronconică sau paralelipipedică. De obicei cuvele se umplu cu soluție caldă, suprasaturată și sînt lăsate să cristalizeze prin răcire lentă și prin vaporizare superficială. Răcirea durează cîteva zile. Se consideră că operația de cristalizare se face în repaus, deși există curenți de convecție proveniți din răcirea mai intensă la suprafața lichidului și la pereții cristalizatorului. Nici însămînțarea care se face prin căderea prafului din mediul ambiant, nici creșterea cristalelor și nici uniformitatea mărimii lor nu pot fi controlate. În mod normal, creșterea cristalelor predomină în raport cu formarea de noi centre de cristalizare; de aceea, în general, se obțin cristale mari care se adună mai puțin pe pereți și mai mult în fundul cuvelor unde se aglomerează în mase cristaline compacte. Încărcarea cuvei, golirea ei și evacuarea cristalelor se fac manual.

Cristalizarea în cuve este îmbunătățită prin:

— introducerea unui sistem de încălzire și răcire (serpentine, manta etc.) prin care se poate vaporiza o parte din soluție sau se poate răci soluția;

— introducerea agitatoarelor care înmulțește numărul centrelor de cristalizare și grăbește răcirea sau încălzirea; se obțin cristale mai mici, mai uniforme și mai pure;

— introducerea unor sfori, sîrme sau benzi de metal, înăuntrul cuvelor, pe care se depun și cresc cristalele, mai puțin deformate decît cele care se formează la fundul cuvei;

— folosirea cuvelor lungi, cu fund de secțiune unghiulară pe care soluția le parcurge cu viteză mică, în lungul lor; cristalele care se depun la fund sînt evacuate cu un transportor elicoidal continuat cu un elevator.

Scanned with OKEN Scanner

23.3.2. Vaporizatoare-cristalizatoare

Așa cum s-a arătat în capitolul 22, vaporizatoarele sînt folosite curent ca aparate de cristalizare. În acest scop, vaporizatoarele trebuie să aibă țevile sistemului de încălzire destul de largi, pentru a preveni înfundarea lor cu cristale și o circulație rapidă a soluției; se recomandă circulația forțată (ținînd seamă și de faptul că soluțiile foarte concentrate au viscozitate mare. Vaporizatoarele-cristalizatoare au una sau două camere de cristalizare legate de vaporizator printr-o conductă cu vană; camera este prevăzută cu un fund interior perforat pentru susținerea cristalelor, cu o ușă pentru evacuarea cristalelor și cu un ventil de golire pentru evacuarea soluției după cristalizare. Soluția concentrată la suprasaturare în vaporizatoare este trecută în camerele de cristalizare unde, răcindu-se, depune cristale; soluția rece, saturată, este readusă în vaporizator, iar cristalele sînt evacuate și trecute la operațiile următoare de spălare, centrifugare și uscare. De obicei, vaporizatoarele au cîte două camere de cristalizare, care funcționează alternativ în fazele de umplere, răcire (cristalizare), golire și descărcarea cristalelor. Vaporizatoarele pot lucra la presiune supraatmosferică, la presiune atmosferică sau sub depresiune, după temperatura dorită de cristalizare. Pentru cristalizarea substanțelor hidratate, temperatura de cristalizare determină hidratarea cristalelor (numărul moleculelor de apă în molecula substanței cristalizate).

23.3.3. Cristalizatoare cu răcire și agitare

În fig. 23.11, este schițat un cristalizator-cuvă, în care s-au introdus un agitator cu elice și trei serpentine de răcire. Avantajele acestui cristalizator, în comparație cu cristalizatorul cuvă sînt: a) uniformizarea mai bună a temperaturii; b) creșterea nestînjenită a cristalelor menținute în suspensie prin agitare; c) obținerea unui produs format din cristale mici și uniforme; d) controlul cristalizării prin reglarea vitezei de răcire. Inconvenientul principal al aparatului este depunerea unui strat de cristale pe serpentinele de răcire, care îngreuiază răcirea.

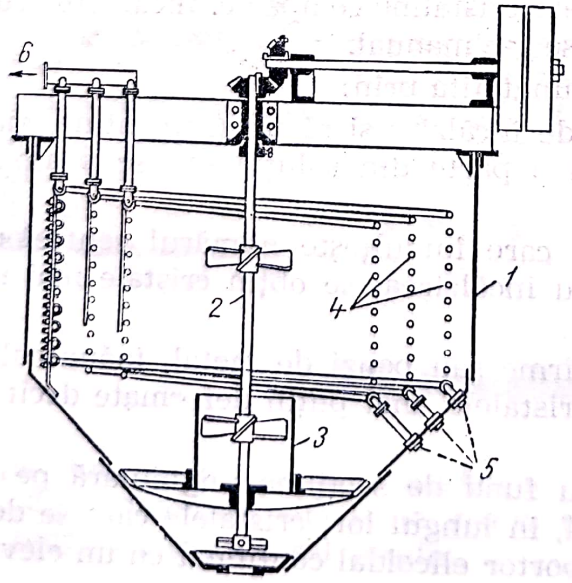


Fig. 23.11. Cristalizator cu răcire și agitare:

1 — mantaua cristalizatorului; *2* — agitator; *3* — tub de circulație; *4* — serpentine de răcire; *5* — racorduri pentru intrarea apei de răcire; *6* — colector pentru ieșirea apei de răcire.

Scanned with OKEN Scanner

23.3.4. Cristalizatoare basculante (Wulff-Bock)

Aceste aparate (fig. 23.12), numite și cristalizatoare-leagăn, sînt jgheaburi lungi, cu secțiune aproximativ eliptică, susținute pe role care le dă o mișcare periodică lentă de legănare, în plan transversal. Răcirea și

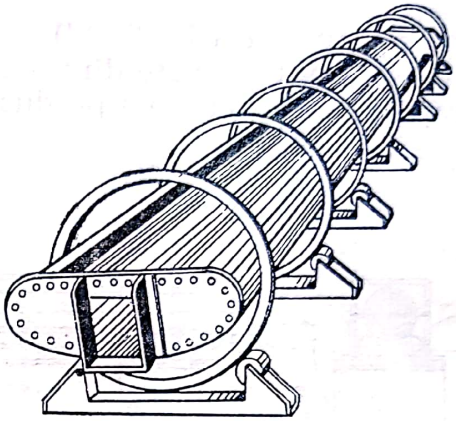


Fig. 23.12. Cristalizator basculant.

o slabă vaporizare (deși se fac numai prin contactul cu aerul, sînt — din cauza mișcării — cu mult mai intense decît la cuvele de cristalizare. Cristalizatoarele basculante funcționează continuu: soluția parcurge lungimea jgheabului într-un drum în zig-zag (șicane transversale). Productivitatea acestor cristalizatoare este mică, dar se obțin cristale mari și uniforme. Un cristalizator de 15 m lungime produce 3—4 t/24 h. Avînd posibilitatea de a varia condițiile de lucru (forma jgheabului, debitul soluției, stratul de lichid în jgheab, frecvența și amplitudinea balansărilor, intensitatea răcirii), aceste cristalizatoare pot fi adaptate la toate cristalizările industriale, dar în special la cele pentru care se cere un produs cu cristale uniforme și bine formate.

23.3.5. Cristalizatoare cu agitator elicoidal

Cristalizatoarele de acest tip (fig. 23.13) sînt asemănătoare celor basculante. Jgheabul de cristalizare este și aici parcurs de soluție pe toată

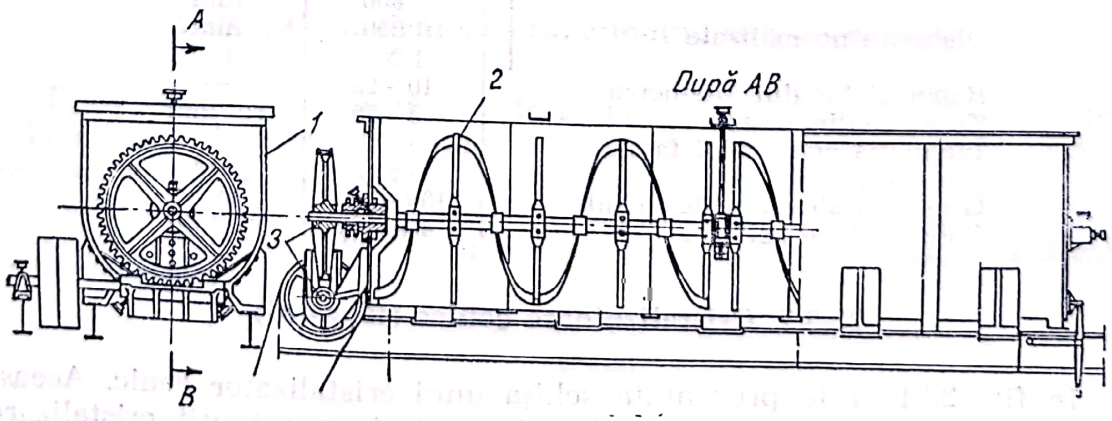


Fig. 23.13. Cristalizator cu agitator elicoidal:
1 — jgheab; *2* — agitator; *3* — angrenaj.

lungimea lui în timpul cristalizării. Agitarea lentă, favorabilă obținerii cristalelor uniforme și bine formate, se obține cu un agitator elicoidal care se rotește cu aproximativ două rotații pe minut.

23.3.6. Cristalizatoare tubulare rotative

Aceste aparate (fig. 23.14) sînt asemănătoare cu uscătoarele tubulare rotative. Ele sînt formate dintr-un cilindru orizontal (cu o mică înclinație spre capătul de evacuare a produsului); cilindrul este sprijinit pe role care

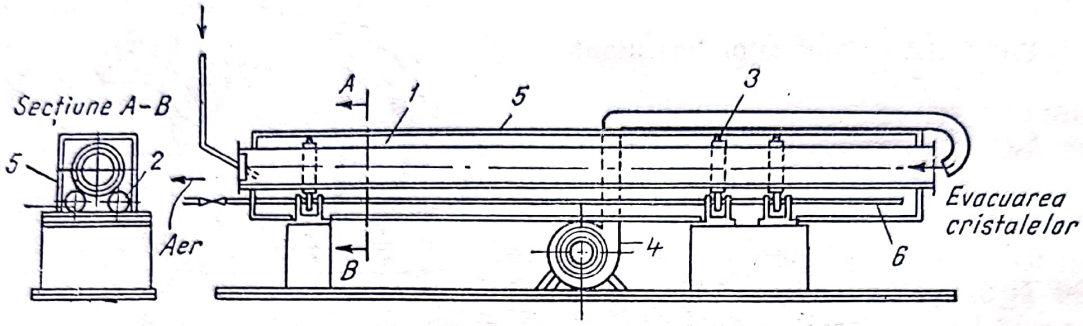


Fig. 23.14. Cristalizator tubular rotativ:
1 — cilindru; *2* — role de susținere; *3* — coroană dințată pentru rotirea cilindrului; *4* — ventilator; *5* — înveliș exterior; *6* — țevi pentru abur.

îi imprimă o rotire lentă. Aparatul mai are, după cerințele tehnologice ale fiecărui caz, o manta de răcire (cînd cristalizarea se face prin răcire și cînd răcirea cilindrului numai cu aer din exterior nu este suficientă), țevi de abur pentru încălzirea mantalei în scopul desprinderii cristalelor, ventilator și conductă de aer cînd cristalizarea se face prin vaporizarea soluției cu aer.

Cristalizatoarele tubulare rotative au producție mare și pot fi adaptate, prin schimbarea, condițiilor de lucru, la cerințele majorității proceselor de cristalizare. Cîteva date geometrice și funcționale ale cristalizatoarelor rotative se găsesc în tabelul 23.2.

Tabelul 23.2

Date pentru crisalizatoarele tubulare rotative (U.R.S.S.)

Diametre normalizate	800	mm
	1 000	mm
	1 200	mm
Raportul lungime/diametru	10—25	—
Turația cilindrului	5—50	rot/min
Înclinația cilindrului față de orizontală	5	grade
Grosimea stratului de lichid	100—200	mm
Consumul de aer	40—100	m^3/min

23.3.7. Cristalizatoare conice (Howard)

În fig. 23.15 este prezentată schița unui cristalizator conic. Această formă dă posibilitatea de a realiza, în același aparat atît cristalizarea cît și o sortare hidraulică în vederea obținerii unor cristale uniforme, de

Scanned with OKEN Scanner

mărime dorită. Partea principală este un recipient conic, în vîrful căruia se introduce soluția suprasaturată; la partea lui superioară, conul se lărgește într-o altă cameră conică, pentru liniștirea și evacuarea soluției. Conul principal este răcit de o manta cu apă. La baza conului este un recipient pentru depunerea cristalelor. Soluția suprasaturată parcurge conul de cristalizare cu viteză din ce în ce mai mică, în mișcarea ei ascendentă; vitezele sînt astfel alese încît cristalele mici să fie antrenate în

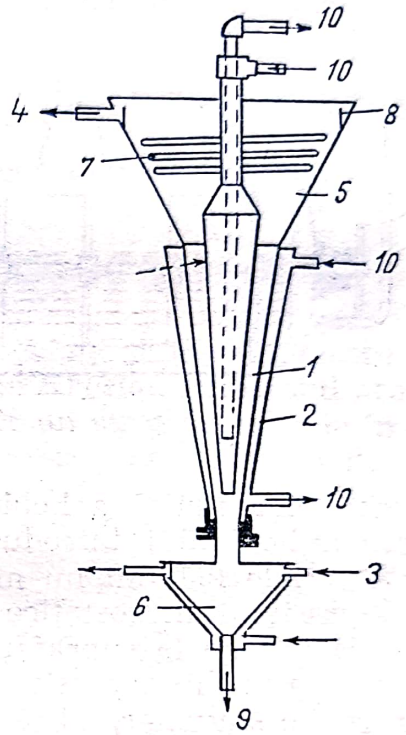


Fig. 23.15. Cristalizator conic *(Howard)*:
1 — con de cristalizare; *2* — manta pentru răcirea conului de cristalizare; *3* — racord pentru introducerea soluției suprasaturate; *4* — racord pentru ieșirea soluției de circulație; *5* — camera de liniștire; *6* — recipient pentru depunerea cristalelor; *7* — serpentină pentru apa de răcire; *8* — rigolă pentru captarea soluției după cristalizare; *9* — racord pentru evacuarea cristalelor; *10* — apă de răcire.

sus de curentul de lichid, iar cristalele care au atins o anumită mărime să cadă în recipientul inferior. Din cauza răcirii, suprasaturarea soluției este mai mare la partea superioară a conului; aici se formează moleculele de cristalizare care tind să cadă spre vîrful conului; în drumul lor, cristalele cresc pînă la mărimea la care viteza lichidului nu le mai poate menține în suspensie.

23.3.8. Cristalizatoare funcționînd sub depresiune

Dacă soluția suprasaturată este adusă la suprafața lichidului dintr-un recipient sub depresiune și dacă temperatura soluției suprasaturate este mai mare decît temperatura de fierbere a soluției saturate, la presiunea din recipient, atunci o parte din solvent se autovaporizează. Cantitatea de solvent vaporizată din fiecare kilogram de soluție suprasaturată introdusă în recipient este:

$$\beta = \frac{h_S - h_s}{h'' - h_s}$$

unde:

β este coeficientul de autovaporizare=solvent evaporat dintr-un kg din soluția suprasaturată;

Scanned with OKEN Scanner

h_s — entalpia soluției suprasaturate, în condițiile de la intrarea în recipient;
h_s — entalpia soluției saturate, în condițiile din recipient;
h'' — entalpia vaporilor, în condițiile din recipient.

Vaporizarea unei părți din solvent, dar mai cu seamă răcirea importantă care însoțește această vaporizare adiabatică, produce cristalizarea.

Este necesar ca soluția suprasaturată să fie introdusă imediat sub nivelul lichidului din recipient. Dacă soluția este introdusă prea jos,

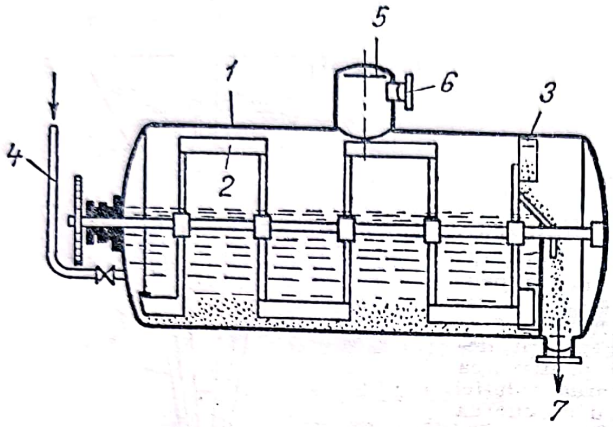


Fig. 23.16. Cristalizator orizontal sub depresiune:
1 — recipient cilindric orizontal; *2* — agitator lent, cu raclete; *3* — palete pentru evacuarea cristalelor; *4* — conducta pentru introducerea soluției suprasaturate; *5* — dom; *6* — racord pentru pompa de vid; *7* — racord pentru evacuarea cristalelor și soluției epuizate.

presiunea hidrostatică a lichidului de deasupra mărește temperatura de fierbere a lichidului introdus; efectul va fi fierberea lichidului de la suprafața unde lichidul nu mai este suprasaturat. Trebuie menționat că efectul presiunii hidrostatice asupra diferenței de temperatură la care fierbe lichidul de la suprafață și cel din adîncimea este mai mare cînd recipientul este sub depresiune.

În regim staționar, adică în condiții de lucru constante, se obțin cristale mari cînd se lucrează cu o suprasaturare mică și, invers, cristalele

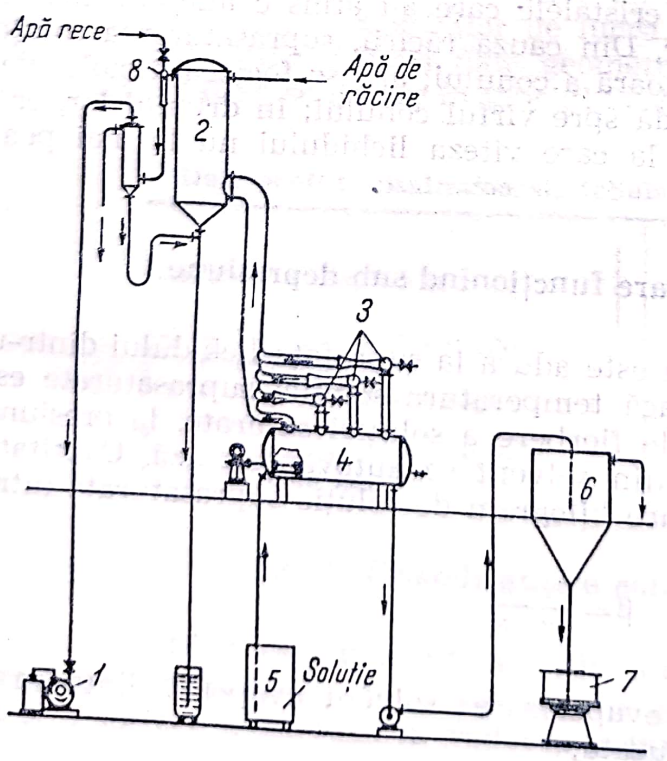


Fig. 23.17. Instalație de cristalizare sub depresiune:
1 — pompă de aer; *2* — condensator; *3* — ejectoare; *4* — cristalizator orizontal cu agitator; *5* — rezervor cu soluție suprasaturată; *6* — separator de cristale; *7* — centrifugă; *8* — ejector.

mici la o suprasaturare inițială mare. Producția cristalizatorului este cu atît mai mare cu cît produsul este format din cristale mai mici.

În fig. 23.16 este schițat un cristalizator care lucrează sub depresiune și care este prevăzut și cu un dispozitiv de agitare lentă pentru menținerea cristalelor în suspensie în timpul creșterii. Aparatul lucrează în regim continuu și staționar, așa încît produsul se obține în cristale bine formate și de mărime uniformă. Așezarea orizontală a tamburului are avantajul unei suprafețe mai mari de vaporizare și deci o antrenare redusă a picăturilor.

În fig. 23.17 este reprezentată o instalație de cristalizare sub depresiune, tot cu cristalizator orizontal. Vidul se obține cu trei ejectoare montate în paralel, urmate — în serie — de un condensator și de o pompă.

23.3.9. Cristalizatoare cu strat (fluidizat) de cristale

Procedeul de fluidizare a dat rezultate bune și în cristalizare, prin brevetele și construcțiile societății norvegiene *Krystal*. Principiul procesului este trecerea soluției suprasaturate printr-un strat de cristale în stare fluidizată (v. cap. 31, vol. III). Cristalele cresc și se sortează după dimensiuni pe înălțimea stratului, cu cele mai mari cristale la partea inferioară a stratului. Una dintre construcții este arătată în fig. 23.18.

Instalația este formată din trei aparate pe care soluția le parcurge în circuit: încălzitorul, vaporizatorul și cristalizatorul. Soluția principală împreună cu soluția recirculată (după cristalizare) este încălzită într-un schimbător de căldură și este apoi concentrată pînă la suprasaturare în

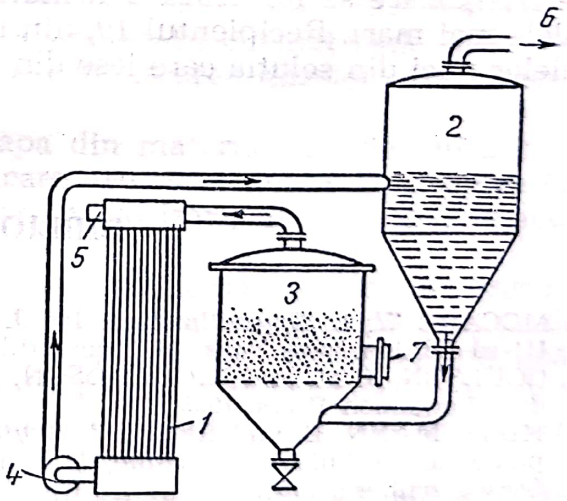


Fig. 23.18. Instalație de cristalizare cu strat fluidizat de cristale:
1 — încălzitor (schimbător de căldură); *2* — vaporizator sub depresiune; *3* — cristalizator cu strat de cristale; *4* — pompă de recirculație; *5* — racord pentru intrarea soluției proaspete; *6* — racord pentru ieșirea vaporilor, în legătură cu sistemul de vid; *7* — deschidere pentru evacuarea cristalelor.

vaporizatorul sub depresiune; în stare suprasaturată, soluția ajunge în aparatul principal, cristalizatorul format dintr-un recipient cu fund perforat. Germenii de cristalizare se formează și cristalele cresc apoi deasupra plăcii perforate, sub agitarea continuă produsă de lichidul care trece prin strat. După cristalizare, soluția revine în încălzitor. Se obțin cristale independente, cu colțurile și muchiile rotungite în urma mișcării și frecării între cristale.

Scanned with OKEN Scanner

Instalația din fig. 23.19 se bazează tot pe folosirea stratului fluidizat și servește pentru cristalizarea substanțelor a cărei solubilitate are un mare coeficient de temperatură.

Soluția caldă intră în cristalizator în apropiere deschiderii unei conducte de circulație, așa încît soluția caldă trece în răcitor diluată cu soluția existentă în aparat; prin răcire, soluția ajunge în stare de suprasaturație

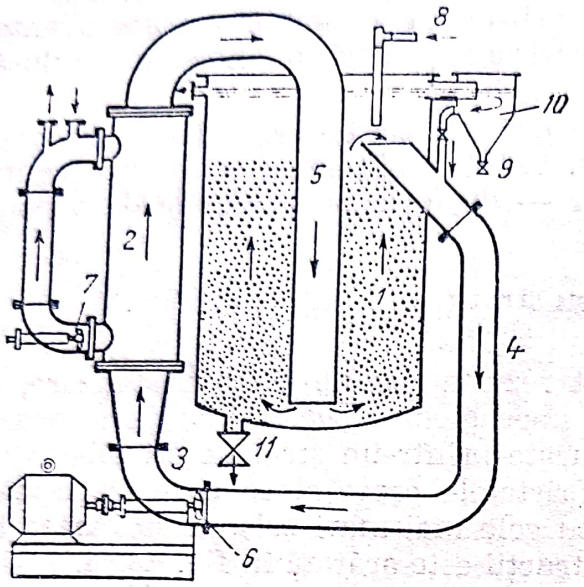


Fig. 23.19. Cristalizator „*Krystal*", cu răcire:

1 — cristalizator cu strat fluidizat de cristale; *2* — răcitor; *3* — dispozitiv de răcire cu recirculație; *4* — conductă de circulație a soluției între cristalizator și răcitor; *5* — conductă de recirculație a a soluției între răcitor și fundul cristalizatorului; *6* — pompă de circulație principală; *7* — pompă de circulație, în răcitor; *8* — conductă pentru intrarea soluției proaspete; *9* — racord pentru ieșirea soluției epuizate; *10* — recipient pentru captarea cristalelor mici; *11* — deschidere pentru evacuarea produsului (cristalelor).

slabă și nu cristalizează în răcitor ci în cristalizator, la fundul căruia este adusă prin conductă de circulație. La partea inferioară a cristalizatorului, soluția are un grad de suprasaturație mai mare; se formează cristale mai mari care, atunci cînd au atins mărimea dorită, sînt evacuate. Germenii de cristalizare se formează mai mult prin ruperea unor porțiuni din cristalele mai mari. Recipientul *10*, din figură, servește pentru separarea cristalelor mici din soluția care iese din cristalizator.

BIBLIOGRAFIE

1. MCCABE W. L. *Crystallization.* În: J. PERRY „Chemical Engineers' Handbook", III-rd Edition. New York, McGraw-Hill, 1950.
2. COULSON, J. M. and RICHARDSON, J. F. *Chemical Engineering*, 2-nd vol. London, Pergamon Press, 1955.
3. HEGELMANN, E. und BECK, C. *Krystallisierapparate.* În: ULLMANNS Enzyklopädie der technischen Chemie, 1. Band, III. Aufl. München—Berlin, Urban und Schwarzenberg, 1951.
4. KASATKIN, A. G. *Procese și aparate principale în tehnologia chimică* (trad. din l. rusă), Ed. II. București, Editura tehnică, 1963.
5. MULLIN, J. W. *Crystallization.* În: CREMER-DAVIES „Chemical Engineering Practice", London, Butterworths, 1958.
6. MULLIN, J. W. *Crystallization.* London, Butterworths, 1961.
7. OSBURN, J. O. *Crystallization.* În: J. PERRY „Chemical Engineers' Handbook", IV-th Edition. New York, McGraw-Hill, 1963.
8. PFANN, W. G. *Zone Melting.* New York, J. Wiley, 1966.
9. RĂȘENESCU, I. *Cristalizarea.* În: Manualul inginerului chimist, vol. III, București, Editura tehnică, 1953.

Scanned with OKEN Scanner

CAPITOLUL 24

Uscarea

Materialele naturale și produsele fabricate conțin proporții variabile de umiditate, provenite din contactul cu apa lichidă sau cu vaporii din atmosferă: uneori umiditatea este apa reacțiilor chimice care au generat produsul sau apa de constituție structurală.

Pentru necesități de prelucrare, depozitare sau conservare, convenințe de transport sau cerințe de utilizare, procesele tehnologice prevăd frecvent operații pentru reducerea sau îndepărtarea practic totală a apei.

Dacă se consideră toate cele trei stări fizice în care se prezintă materia primă, operațiile pentru îndepărtarea apei sînt foarte numeroase; cele mai importante, clasificate în operații mecanice, fizico-chimice și termice, sînt arătate în tabelul 24.1.

Toate aceste operații au aplicații specifice, depinzînd atît de starea materiei prime, cît și de condițiile impuse produsului. De exemplu, procedeele mecanice convin pentru eliminarea parțială a apei cînd materialul inițial conține multă apă; îndepărtarea umidității cu materiale higroscopice sau cu absorbanți se folosește pentru uscarea gazelor; vaporizarea este aplicată la soluții.

Uscarea este operația prin care apa din materiale solide sau lichide este îndepărtată cu ajutorul aerului, care are rolul dublu de a aduce (în întregime sau parțial), căldura necesară vaporizării apei și de a evacua vaporii de apă, rezultați din încălzire.

Pentru uscare, materia primă se poate prezenta în cele mai variate forme: soluții, paste, granule, pulbere, foi, plăci, bulgări, pînze ș.a., de obicei cu conținut mic de apă; cînd materia primă conține multă apă, este rațional să se elimine cît mai multă apă prin procedee mecanice. Produsul rezultat de la uscare este practic anhidru sau conține numai puține procente de umiditate.

Caracteristic pentru uscare este faptul că presiunea parțială a vaporilor de apă, în faza gazoasă, este mai mică decît presiunea sub care se face uscarea sau, cu alte cuvinte, faza gazoasă este un amestec de vapori de apă cu aer, gaze de ardere sau alte gaze.

Termenul de uscare este folosit și în înțelesul mai larg, echivalent cu îndepărtarea umidității; de exemplu, uscarea gazelor. De asemenea, el este folosit și pentru îndepărtarea altui lichid (decît apa) dintr-un material solid, pastă sau suspensie, folosind un gaz oarecare (nu numai aerul sau gazele de ardere).

Scanned with OKEN Scanner

Tabelul 24.1

Operații pentru îndepărtarea apei

Clasificarea operațiilor	Starea fizică inițială a materiei prime		
	Solidă	lichidă	gazoasă
Mecanice	Sedimentare		
	Centrifugare		
	Filtrare		
	Presare		
Fizico-chimice	Materiale higroscopice		
		Adsorbție	
		Extracție	Absorbție
Termice	Uscare		Răcire
	Sublimare	Vaporizare	
		Distilare	
		Rectificare	

În tabelul 24.2 sînt arătați factorii principali care influențează uscarea.

Formele în care se găsește umiditatea în materiale solide. După modul în care apa este legată, *Lîkov* considera următoarele forme ale umidității în materialele solide:

a) *Apa legată chimic* (stoechiometric) prin valențe secundare (moleculare); de exemplu, apa de cristalizare în hidrații cristalini ($CuSO_4 + 5H_2O$). Legătura este strînsă, modificînd proprietățile fizice ale substanței anhidre. Îndepărtarea apei de cristalizare prin încălzire se face, în etape, în cantități stoechiometrice la temperaturi specifice fiecărei substanțe.

b) *Apa legată adsorbtiv* de către molecule aflate în soluție (apa de solvatare).

c) *Apă legată prin forțe de adsorbție* pe suprafețe exterioare și interioare ale granulelor și micelelor. Legarea apei este însoțită de un efect termic, care descrește cu creșterea cantității de apă adsorbită.

d) *Apă legată prin presiune osmotică* de către materialele celulare cu membrane semipermeabile. Legarea apei este însoțită de umflarea materialului, fără efect termic sensibil.

e) *Apă legată structural*, cu formație de geluri (uneori cu pînă la 99% apă și 1% substanță solidă).

Scanned with OKEN Scanner

Factori care intervin în uscare și la proiectarea uscătoarelor *Tabelul 24.2*

Factori referitori la materia primă	Cantitatea sau debitul Forma (pulbere, granule, plăci, foi, pînze ș.a.) Umiditatea Forma sub care se găsește umiditatea Densitatea în gramadă (vrac) Sensibilitatea termică Sensibilitatea la oxigen (aer) Agresivitatea (corozivitatea) Friabilitatea (formare de praf), abraziunea Toxicitatea Inflamabilitatea
Factori referitori la agentul de uscare	Natura agentului de uscare Modul de obținere Temperatura Umezeala Debitul Impurități Presiunea
Factori referitori la produs (materialul uscat)	Umiditatea finală Temperatura Granulometria Deformări Degradarea chimică și organoleptică Impurificare
Factori referitori la operația de uscare	Temperatura maximă admisă în timpul uscării Durata uscării Funcționare continuă sau discontinuă a uscătorului Prăfuire și recuperarea prafului Recuperarea solventului Evacuarea aerului rezidual (după uscare)

f) *Apă legată mecanic prin forțe de capilaritate.*[1]

g) *Apă legată mecanic prin forțe de adeziune* la suprafața materialelor[2].

Uscarea materialelor se studiază pe baza considerațiilor asupra echilibrului dintre materialul umed și agentul de uscare *(statica uscării)* și asupra vitezei de uscare *(dinamica uscării).*

24.1. Statica uscării

24.1.1. Echilibrul aer-material umed

Prin echilibru aer-material umed se înțelege interdependența dintre umezeala aerului (sau a altui gaz) înconjurător și umiditatea unui mate-

[1] Primele straturi (moleculare) de apă sînt legate adsorbtiv.

[2] Pentru a evita confuzii *„umezala"* se refera la conținutul de apă din aer și *„umiditatea"* la conținutul de apă din material.

Scanned with OKEN Scanner

rial, după un contact destul de îndelungat pentru a ajunge la starea de echilibru, cînd umezeala aerului și umiditatea materialului rămîn constante în timp și cînd temperatura sistemului nu mai variază.

Pentru uscare, această interdependență este redată printr-o curbă ca aceea din fig. 24.1, într-o diagramă avînd în abscisă umiditatea materialului (de exemplu în procente de apă raportate la substanța uscată)

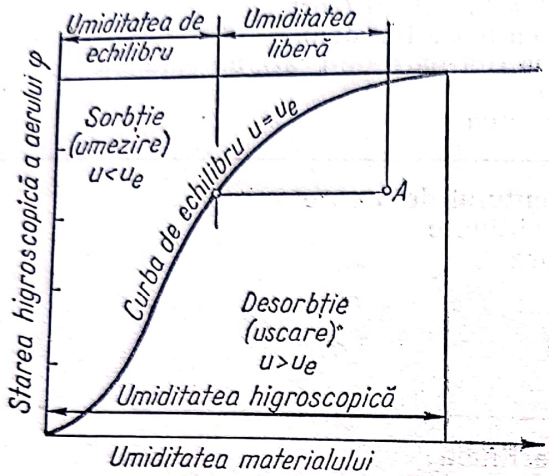


Fig. 24.1. Diagrama de echilibru a umidității.

și în ordonată umezeala aerului (de exemplu, ca umezeală relativă φ), v. 2.5.6.2, vol. I. Curba arată *umiditatea de echilibru* u_e a materialului pentru diferitele stări higroscopice ale aerului înconjurător. Umiditatea de echilibru a materialului cînd aerul este saturat ($\varphi=1$) se numește *umiditate higroscopică*. Dacă materialul are umiditate mai mare decît umiditatea de echilibru ($u>u_e$), materialul pierde umiditate (desorbție, uscare); această stare corespunde regiunii de sub curba de echilibru (de exemplu, punctul *A*); invers, dacă materialul conține umiditate mai mică decît umiditatea de echilibru ($u<u_e$), stări figurate prin puncte situate deasupra curbei de echilibru, materialul absoarbe umiditate din aerul înconjurător (sorbție, umezire). Diferența $(u-u_e)=u_l$ se numește *umiditate liberă;* aceasta este umiditatea care poate fi îndepărtată prin uscare.

S-a căutat o ecuație care să reprezinte curba de echilibru din fig. 24.1. *Lîkov* indică următoarea ecuație simplă, care dă — cu oarecare aproximație — umiditatea de echilibru în funcție de umezeala relativă a aerului:

$$u_e=\frac{a\varphi}{b-\varphi} \qquad (24.1)$$

în care:

u_e este umiditatea de echilibru a materialului care se usucă, în % față de substanța uscată;

φ — umezeală relativă a aerului înconjurător;

a, b sînt constante caracteristice materialului și temperaturii (tabelul 24.3).

Scanned with OKEN Scanner

Tabelul 24.3

Umiditatea de echilibru, în %, în funcție de umezeala relativă a aerului la 25°C, după Lîkov

Materialul	Umezeala relativă a aerului φ									Constantele	
	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9	*a*	*b*
Făină	2,2	3,9	5,0	6,9	8,5	10,1	12,6	15,8	19,0	80,0	5,0
Pîine albă	1,0	2,0	3,1	4,6	6,5	8,5	11,4	13,9	18,9	17,7	2,0
Săpun	2,4	3,9	5,2	6,8	8,4	10,8	13,7	17,8	23,8	—196,5	10,0
Clei	3,4	5,0	6,0	7,0	7,8	8,4	9,9	11,0	12,4	— 15,2	—0,4
Gelatină	—	1,6	2,8	3,8	4,9	6,1	7,6	9,3	12,4	— 15,0	2,0
Lemn	3,0	4,4	6,0	7,6	9,3	11,3	13,9	17,5	21,0	—	—
Hîrtie	3,2	4,2	5,0	5,6	6,2	6,9	8,2	10,4	14,0	—	—
Azbest, fibre	0,1	0,2	0,3	0,3	0,4	0,5	0,6	0,75	0,8	—	—
Caolin	0,2	0,4	0,6	0,8	0,9	1,0	1,1	1,2	1,3	—	—
Argilă	1,7	2,4	3,0	3,4	4,0	4,8	6,0	7,7	10,0	—	—

24.1.2. Bilanțul de materiale al uscătorului

În uscător intră:

— masa sau debitul G_1 de material conținînd { G material uscat; U_1 umiditate (inițială) }

— masa sau debitul L_1 de aer conținînd { L aer uscat; X_1 umezeala (inițială) }

Din uscător ies:

— masa sau debitul G_2 de material conținînd { G material uscat; U_2 umiditate (finală) }

— masa sau debitul L_2 de aer conținînd { L aer uscat; X_2 umezeală (finală) }

Bilanțul de materiale al uscătorului se exprimă deci prin ecuația:

$$G_1+L_1=G_2+L_2 \tag{24.2}$$

iar bilanțul (parțial) al apei prin ecuația:

$$U_1+X_1=U_2+X_2 \tag{24.3}$$

sau

$$U=X_2-X_1 \tag{24.4}$$

$$U=L(x_2-x_1) \tag{24.5}$$

$$l=\frac{L}{u}=\frac{1}{x_2-x_1} \tag{24.6}$$

unde:

x_1 este conținutul de umezeală al aerului, la intrarea în uscător (v. 2.5.6.2, vol. I);

x_2 — conținutul de umezeală al aerului, la ieșirea din uscător;

$U=U_1-U_2$ — umiditatea pierdută de material în uscător;

$l=L/U$ — cantitatea de aer (uscat) necesară pentru a vaporiza din material un kilogram de umiditate.

Notînd cu u_1 și u_2 umiditatea materialului, în procente, la intrarea și la ieșirea din uscător, se deduc următoarele relații:

$$G=G_1\frac{100-u_1}{100}=G_2\frac{100-u_2}{100} \tag{24.7}$$

$$G_1=G\frac{100}{100-u_1},\quad G_2=G\frac{100}{100-u_2} \tag{24.8}$$

$$G_2=G_1\frac{100-u_1}{100-u_2} \tag{24.9}$$

$$U_1=G_1\frac{u_1}{100},\quad U_2=G_2\frac{u_2}{100} \tag{24.10}$$

$$U=U_1-U_2=\frac{G_1u_1-G_2u_2}{100} \tag{24.11}$$

$$U=\frac{G_1u_1-G_1\frac{100-u_2}{100-u_2}u_2}{100}=G_1\frac{u_1-u_2}{100-u_2} \tag{24.12}$$

$$U=G_2\frac{u_1-u_2}{100-u_1} \tag{24.13}$$

24.1.3. Bilanțul termic al uscătorului

În fig. 24.2 este dată schema de principiu a unui uscător în care materialul, cu debitul G de material uscat, trece prin uscător reducîndu-și umiditatea de la U_1 la U_2. Aerul, cu debitul L aer uscat, este preîncălzit de la temperatura t_0 la temperatura t_1 de către un calorifer care îi transmite căldura Q_c. În uscător se mai introduce căldura Q_i; pierderile de căldură spre exterior sînt Q_P.

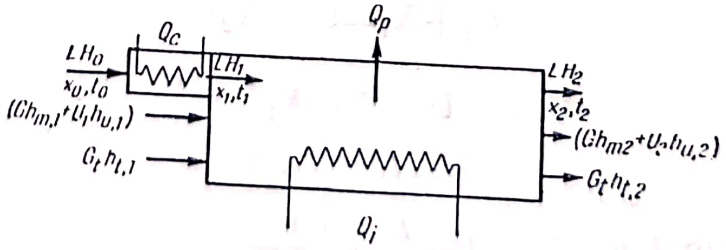


Fig. 24.2. Schema de principiu a unui uscător.

Scanned with OKEN Scanner

Călduri intrate în uscător:

— cu materialul uscat	$Gh_{m,1}$
— cu umiditatea materialului	$U_1 h_{u,1}$
— cu suportul și transportorul materialului	$G_t, h_{t,1}$
— de la caloriferul pentru încălzirea aerului	Q_c
— de la încălzitorul interior al uscătorului	Q_i
— cu aerul	$L H_0$

Călduri ieșite din uscător:

— cu materialul uscat	$Gh_{m,2}$
— cu umiditatea materialului	$U_2 h_{u,2}$
— cu suportul și transportorul materialului	$G_t h_{t,2}$
— cu aerul	$L H_2$
— pierderi de căldură spre exterior	Q_P

Sînt folosite următoarele notații:

h pentru entalpii (specifice);
H pentru entalpia aerului umed, raportată la $(1+x)$ kg aer umed;
Indicii: m se referă la materialul uscat

u	—	umiditatea materialului;
t	—	suportul și transportorul materialului;
1	—	intrarea în uscător;
2	—	ieșirea din uscător.

Bilanțul termic al uscătorului se exprimă prin ecuația:

$$Gh_{m,1}+U_1h_{u,1}+G_th_{t,1}+Q_c+Q_i+LH_0=Gh_{m,2}+U_2h_{u,2}+G_th_{t,2}+LH_2+Q_P$$

Grupînd termenii și ținînd seamă că $U_1=U_2+U$, se obține pentru căldura (Q_c+Q_i) necesară pentru încălzirea uscătorului:

$$Q_c+Q_i=G(h_{m,2}-h_{m,1})+U_2(h_{u,2}-h_{u,1})-$$
$$-Uh_{u,1}+G_t(h_{t,2}-h_{t,1})+Q_P+L(H_2-H_0) \qquad (24.14)$$

Notînd mai departe:

$Q_m=G(h_{m,2}-h_{m,1})+U_2(h_{u,2}-h_{u,1})$ — căldura pentru încălzirea materialului considerat cu umiditatea finală;

$Q_t=G_t(h_{t,2}-h_{t,1})$ — căldura luată de suportul și transportorul materialului, la trecerea prin uscător,

și, introducînd litere mici pentru căldurile corespunzătoare vaporizării unui kilogram de apă, adică:

$$q_c=\frac{Q_c}{U};\quad q_i=\frac{Q_i}{U}+q_m=\frac{Q_m}{U};\quad q_t=\frac{Q_t}{U};\quad q_p=\frac{Q_p}{U};\quad l=\frac{L}{U};$$

se obține pentru căldura necesară îndepărtării unui kilogram de umiditate din materialul care se usucă:

$$q=q_c+q_i=q_m-h_{u,1}+q_t+q_p+l(H_2+H_0) \qquad (24.15)$$

Introducînd valoarea lui l din ecuația (24.6), rezultă:

$$q=q_c+q_i=\frac{H_2-H_0}{x_2-x_1}+q_m+q_t+q_p-h_{u,1} \qquad (24.16)$$

Scanned with OKEN Scanner

Căldura necesară preîncălzirii aerului este:

$$q_c = l(H_2 - H_0) = \frac{H_1 - H_0}{x_2 - x_1} \tag{24.17}$$

Din ecuațiile (24.16) și (24.17), se obține:

$$q_i = \frac{H_2 - H_1}{x_2 - x_1} + q_m + q_t + q_p - h_{u,1} \tag{24.18}$$

sau

$$\frac{H_2 - H_1}{x_2 - x_1} = (q_i + h_{u,1}) - (q_m + q_t + q_p)$$

Punînd

$$(q_i + h_{u,1}) - (q_m + q_t + q_p) = \Delta \tag{24.19}$$

se obține final:

$$\frac{H_2 - H_1}{x_2 - x_1} = \Delta \tag{24.20}$$

Așa cum rezultă din ecuația (24.19), Δ este excesul căldurii introduse în uscător (pentru încălzirea interioară, plus căldura adusă de umiditatea care se vaporizează în uscător) față de căldurile luate de materialul care se usucă, de suportul și transportorul materialului, plus căldura pierdută în exterior prin pereții uscătorului. Atît Δ, cît și toate căldurile implicate sînt raportate la vaporizarea unui kilogram de umiditate.

Deoarece $x_2 > x_1$ semnul lui Δ este și semnul diferenței $H_2 - H_1$:

cînd $\Delta < 0$, $H_2 < H_1$
cînd $\Delta = 0$, $H_2 = H_1$
cînd $\Delta > 0$, $H_2 > H_1$

În condițiile în care $\Delta = 0$, uscarea se face fără variație de entalpie (cu entalpie constantă). Uscătorul care funcționează în aceste condiții se numește *uscător ideal*.

24.1.4. Repartizarea operației de uscare în diagrama H, x

Modul de construcție și proprietățile diagramei H, x au fost arătate în capitolul 3.5.1.10, vol. I; se reamintește că această diagramă se referă la aerul umed (nu la materialul care se usucă) și reprezintă relațiile dintre conținutul de umezeală x, entalpia H, temperatura t și umezeala relativă φ ale aerului umed.

În fig. 24.3 sînt arătate transformările elementare ale aerului umed:

— *transformarea izotermă* (t=const) este reprezentată prin izoterma dintre punctul inițial și cel final al transformării;

— *transformarea la umezeală* constantă a aerului este reprezentată printr-o verticală trecînd prin punctele extreme ale transformării (de exemplu linia dintre punctele (0) de coordonate x_0, H_0, t_0, φ_0 și punctul (1) de coordonate: x_1, H_1, t_1, φ_1, cu $x_i - x_0$), răcirea corespunde unei astfel de linii cu sensul în jos (spre temperatura mai mică);

Scanned with OKEN Scanner

— *transformarea izentalpică* ($H_2=H_1$), corespunzînd la $\Delta=0$ este reprezentată prin dreapta $H=H_1=$const. care trece prin punctul (1);

— *transformările corespunzînd la* $\Delta\neq0$ sînt reprezentate prin drepte ca (1)—(2′) cînd $\Delta>0$ adică $H_2>H_1$ și prin drepte ca (1)—(2″) cînd $\Delta<0$ adică $H_2<H_1$. Pantele acestor drepte $\Delta=(H_2-H_1)/(x_2-x_1)$ sînt indicate pe marginea diagramei din fig. 3.14, vol. I.

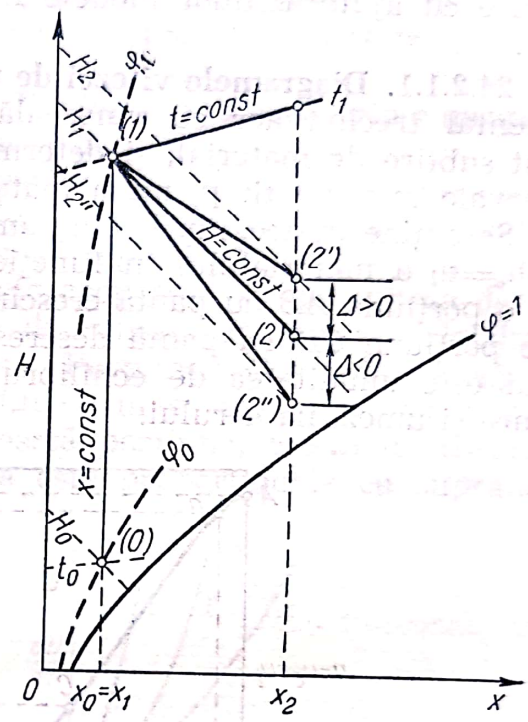


Fig. 24.3. Transformările elementare ale aerului umed în diagrama H, x.

24.2. Cinetica uscării

24.2.1. Viteza de uscare

Pentru îndepărtarea apei dintr-un material, prin uscare, este necesar: a) ca apa să iasă din interiorul materialului la suprafața lui și b) ca apa de la suprafață materialului să fie vaporizată și dispersată în aerul înconjurător.

Transportul umidității prin materialul care se usucă se face după mai multe mecanisme, depinzînd de felul în care apa este legată și după cauza care provoacă transportul: a) prin capilaritate, b) prin difuziune în stare lichidă, c) prin difuziune în stare de vapori ș.a.

Apa existentă inițial la suprafața materialului sau venită din interiorul lui trece în aerul înconjurător prin difuziune.

Există deci două operații distincte care se petrec simultan: 1) transportul de apa prin material (proces complicat, considerat ca difuziune interioară) și 2) vaporizarea exterioară cu ajutorul aerului (difuziune exterioară). Uscarea este ansamblul acestor două procese considerate elementare, iar viteza de uscare este viteza celui mai lent dintre procesele simultane.

Scanned with OKEN Scanner

Încercările pentru găsirea unor ecuații care să dea viteza de uscare în funcție de proprietățile inițiale și finale ale materialului și de condițiile uscării, pe considerații teoretice asupra transportului umidității, au dus la ecuații complicate și greu de aplicat. De aceea se recurge la date experimentale, așa cum se pot obține în condiții de laborator, și la transpunerea acestor date la condițiile industriale, pe baza unor ecuații deduse cu ajutorul unor modele fizice idealizate ale proceselor elementare.

24.2.1.1. **Diagramele vitezei de uscare.** Datele de uscare se obțin experimental trecînd aer cu umezeală și temperatură constante printr-un strat subțire de material, și determinînd, prin cîntărirea continuă sau la intervale mici de timp, masa materialului și, prin diferență, umiditatea lui. Se obține în acest mod diagrama sau curba care dă umiditatea liberă $u—u_e=u_l$ a materialului în funcție de timp (fig. 24.4, *a*). Această curbă are o porțiune *AB* cu pantă crescîndă, o porțiune *BC* cu pantă constantă și o porțiune *CD* cu pantă descrescătoare. Umiditatea finală a materialului este umiditatea de echilibru corespunzînd materialului la temperatura și umezeala aerului.

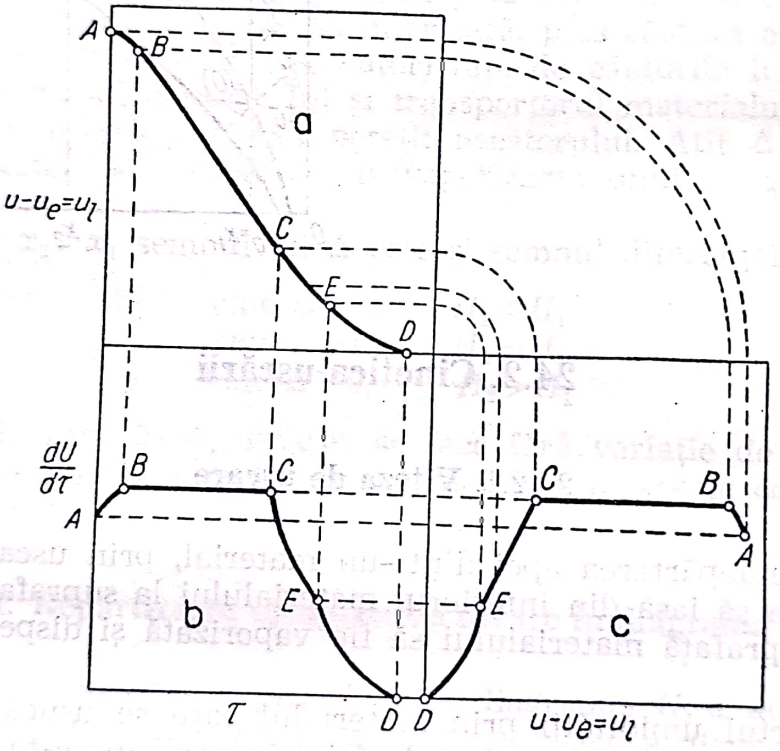


Fig. 24.4. Diagrame de uscare:
a — diagrama U_l, τ; *b* — diagrama $du/d\tau,\tau$; *c* — diagrama $du/d\tau$, u_l.

Dacă în locul umidității se ia pe ordonată viteza de uscare rezultată din împărțirea diferenței de umiditate Δu la intervalul de timp $\Delta\tau$ dintre două măsurători ale greutății materialului sau — mai exact — din diferențierea grafică a curbei precedente u_l, τ, se ajunge la diagrama din fig. 24.4, *b*, care dă viteza de uscare în funcție de timp. Curba din această diagramă are o prima porțiune *AB* ascendentă, reprezentînd perioada de stabilire a regimului de uscare, porțiunea *BC* orizontală, de uscare cu viteză constantă, și porțiunea *CD*, de uscare cu viteză descrescîndă.

Scanned with OKEN Scanner

Diagrama cea mai folositoare și instructivă pentru studiul uscării este diagrama care dă viteza de uscare în funcție de umiditatea (liberă) a materialului (fig. 24.4, c) și care se poate obține cu ajutorul celorlalte două diagrame, așa cum este arătat, cu linii întrerupte, în fig. 24.4. Această curbă are aceleași porțiuni ca și curba din fig. 24.4, *b*, cu deosebirea că aici porțiunea *CD*, reprezentînd uscarea cu viteza descrescîndă, apare a fi formată din două porțiuni: porțiunea liniară *CE* reprezentînd viteza uniform descrescătoare și porțiunea *ED* în care viteza descrește după o curbă.

Forma diagramei de uscare din fig. 24.4 se explică prin suprapunerea celor două operații elementare ale uscării.

Operația elementară de îndepărtare a umidității superficiale, de exemplu viteza de uscare a nisipului, este reprezentată în diagrama din fig. 24.5, *a*. Porțiunea *BC* a diagramei reprezintă viteza de uscare cînd întreaga suprafață a materialului este acoperită cu apă; viteza de uscare este constantă pentru că suprafața de contact apă-aer și celelalte condiții de uscare se mențin constante. Porțiunea *CO* a liniei reprezintă procesul de uscare cînd porțiuni din ce în ce mai mari ale suprafeței rămîn neacoperite cu lichid: în această porțiune, viteza de uscare este uniform descrescătoare, deoarece ea este proporțională cu suprafața de

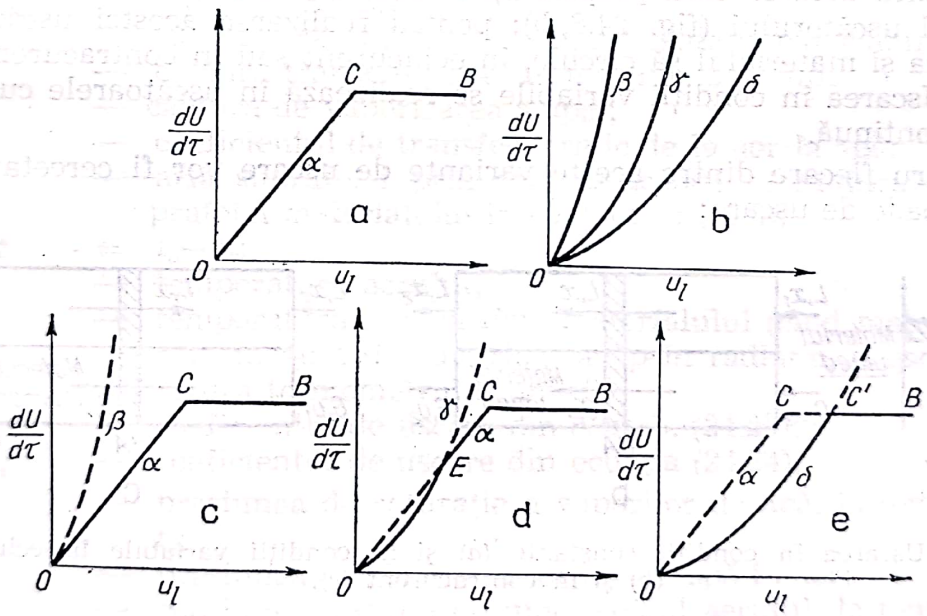


Fig. 24.5. Suprapunerea operațiilor elementare ale uscării:
a — viteza vaporizării apei de la suprafață; *b* — viteza difuziunii de la intrare; *c*, *d*, *e* — cazuri ale suprapunerii celor două operații, viteza uscării = viteza operației mai lente.

contact dintre apă și aer, iar umiditatea materialului variază liniar cu umiditatea. Dacă în abscisă se consideră umiditatea liberă, curba trece prin originea axelor de coordonate.

Operația de difuziune internă a umidității este reprezentată prin curbele diagramei din fig. 24.5, *b*; curbele corespund diferitelor grosimi de material.

Din suprapunerea celor două operații elementare, și ținînd seamă că viteza fenomenului complex este egală cu viteza fenomenului mai lent,

Scanned with OKEN Scanner

rezultă curbele de uscare din fig. 24.5, *c*, *d*, *e*. Unele din aceste curbe nu au toate cele trei porțiuni ale curbei tipice din fig. 24.5, *d*.

Punctul *C*, numit punct critic, corespunzînd umidității critice U_c, reprezintă momentul cînd pe suprafața materialului, expusă aerului, apare primul punct uscat.

24.2.2. Durata de uscare

Pentru dimensionarea uscătoarelor trebuie să se cunoască durata de uscare și suprafața materialului în contact cu aerul.

În acest scop se studiază operația de uscare în două variante:

1) uscarea în condiții constante, cînd aerul de uscare are permanent și pretutindeni aceeași umezeală și aceeași temperatură: de exemplu, uscarea unui strat subțire de material cu aer de temperatură și umezeală constante (fig. 24.6, *a*): uscarea în condiții constante decurge în regim nestaționar;

2) uscarea în condiții variabile, cînd aerul își schimbă umezeala și temperatura. Din acest punct de vedere se studiază uscarea în regim staționar, adică uscarea cînd proprietățile aerului și ale materialului variază în lungul uscătorului (fig. 24.6, *b*); pentru realizarea acestei uscări este necesar ca și materialul să circule, în echicurent sau în contracurent față de aer. Uscarea în condiții variabile se realizează în uscătoarele cu funcționare continuă.

Pentru fiecare dintre aceste variante de uscare vor fi cercetate cele trei perioade de uscare:

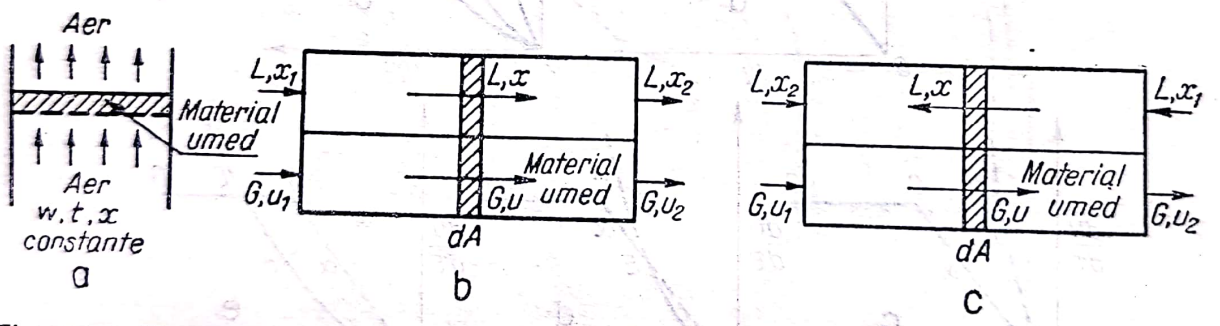


Fig. 24.6. Uscarea în condiții constante (*a*) și în condiții variabile în echicurent (*b*) și în contracurent (*c*).

24.2.2.1. Uscarea în condiții constante.

a) *Perioada de uscare cu viteză constantă.* În această perioadă se îndepărtează apa lichidă de pe suprafața materialului în contact cu aerul; uscarea este identică cu operația de umezire a aerului în contact cu o suprafață de apă lichidă. Viteza de uscare este independentă de proprietățile materialului, dar depinde de factorii care influențează difuziunea vaporilor de apă în aer: viteza aerului, direcția de trecere a aerului în raport cu suprafața umedă, temperatura lichidului, temperatura și umezeala aerului.

Viteza de uscare, adică masa umidității îndepărtate în unitatea de timp este egală cu masa de apă vaporizată în unitatea de timp, și aceasta

este egală — mai departe — cu căldura transmisă apei în unitatea de timp, împărțită cu căldura de vaporizare a apei

$$\frac{dU}{d\tau}=\frac{dU}{dq}\frac{dq}{d\tau}=\frac{Q}{r} \tag{24.21}$$

Căldura transmisă lichidului se exprimă prin ecuația cunoscută:

$$Q=\alpha A\Delta_t=\alpha A(t_a-t_s) \tag{24.22}$$

și umiditatea pierdură în unitatea de timp printr-o ecuație analoagă, în care forța motoare care provoacă transportul umidității este diferența presiunilor vaporilor de apă sau diferența dintre umiditățile aerului:

$$\frac{dU}{d\tau}=k_u A(p_s-p_v) \tag{24.23}$$

sau

$$\frac{dU}{d\tau}=k'_u A(x_s-x) \tag{24.24}$$

În aceste ecuații:

U este umiditatea materialului;
τ — timpul;
$dU/d\tau$ — viteza de uscare;
q — căldura transmisă apei de la suprafața materialului;
Q — căldura transmisă apei în unitatea de timp;
r — căldura de vaporizarea a apei;
α — coeficientul de transfer termic de la aer la apă;
A — aria suprafeței prin care se transmite căldura=aria suprafeței materialului în contact cu aerul;
$\Delta t = t_a-t_s$;
t_a — temperatura aerului;
t_s — temperatura la suprafața materialului (cînd materialul nu este încălzit din interior sau prin radiație, t_s este temperatura termometrului umed);
k_u — coeficientul de uscare din ecuația (24.23);
k'_u — coeficientul de uscare din ecuația (24.24);
p_s — presiunea de saturație a vaporilor de apă, la temperatura t_s;
p_v — presiunea parțială a vaporilor de apă în aer;
x_s — conținutul maxim de umezeală al aerului, la temperatura t_s;
x — conținutul de umezeală a aerului.

Înlocuind valorile lui x_s și x din ecuația (24.24) cu ajutorul ecuațiilor (2.54) și (2.53) din vol. I:

$$x_s=0{,}622\frac{p_s}{p-p_s}\qquad x=0{,}622\frac{p_v}{p-p_v} \tag{24.25}$$

în care p este presiunea totală, și neglijînd p_s și p_v față de p, rezultă din ecuațiile (24.23) și (24.24) relația dintre k_u și k'_u:

$$k_u A(p_s-p_v)=k'_u A\left(0{,}622\frac{p_s}{p}-0{,}622\frac{p_v}{p}\right)$$

Scanned with OKEN Scanner

sau

$$k'_u = k_u \frac{p}{0{,}622} \tag{24.26}$$

Din ecuațiile (24.21), (24.22) și (24.24) se obține ecuația:

$$k'_u(x_s - x) = \frac{\alpha}{r}(t_a - t_s) \tag{24.27}$$

din care rezultă că factorii determinanți pentru α influențează și constanta de uscare. S-a arătat că pentru curgerea forțată a gazelor, valoarea lui α este dată de ecuația generală

$$\mathrm{Nu} = C\mathrm{Re}^m \tag{24.28}$$

$\mathrm{Nu} = al/\lambda$ — numărul lui Nusselt;
$\mathrm{Re} = wl\rho/\eta$ — numărul lui Reynolds;
l — lungimea (transversală) caracteristică;
λ — conductivitatea termică;
w — viteza aerului curgînd paralel cu suprafața materialului care se usucă;
ρ — densitatea aerului;
η — viscozitatea aerului;
C — constanta;
m — exponent.

Neglijînd mărimile, a căror influență este puțin importantă în domeniul uzual de temperatură, și recurgînd la date experimentale pentru determinarea constantei C și exponentului m, s-a ajuns la următoarea ecuație pentru coeficientul de uscare cînd aerul curge paralel cu suprafața materialului.

$$k_u = 0{,}0745(w\rho)^{0{,}8}\ \mathrm{kg/(m^2 \cdot s \cdot torr)} \tag{24.29}$$

Cînd aerul curge perpendicular pe materialul care se usucă, coeficientul de uscare k_u este mai mare (aproximativ dublu). De asemenea, coeficientul de uscare crește, cînd materialul este încălzit, prin conducție din interiorul materialului sau prin radiație (de exemplu cu radiații infraroșii).

Durata uscării, în prima perioadă, de la u_i la u (cu condiția ca $u \geqslant u_c$) rezultă din integrarea ecuației (24.24) după ce s-a înlocuit:

$$\mathrm{d}U = -G\mathrm{d}(u - u_e) \tag{24.30}$$

$$-\int_{u_i - u_e}^{u - u_e} \mathrm{d}(u - u_e) = k'_u \frac{A}{G}(x_s - x)\int_0^\tau \mathrm{d}\tau \tag{24.31}$$

$$u_i - u = k'_u \frac{A}{G}(x_s - x)\tau \tag{24.32}$$

sau

$$\tau = \frac{G}{k'_u A}\frac{u_i - u_e}{x_s - x} \tag{24.33}$$

Cînd $u=u_c$ se obține durata perioadei de uscare cu viteza constantă:

$$\tau_1=\frac{G}{k'_u A}\frac{u_i-u_c}{x_s-x} \tag{24.34}$$

b) *Perioada de uscare cu viteză descrescîndă.* În cazul general, această perioadă în care viteza de uscare descrește pe măsură ce umiditatea scade, perioada care începe cînd umiditatea atinge umiditatea critică, se împarte — așa cum rezultă și din fig. 24.4, *c* — în două etape:

— etapa de uscare cu viteză uniform descrescîndă, corespunzînd la îndepărtarea umidității tot de la suprafață (ca în perioada de uscare cu viteza constantă) dar cînd suprafața umedă descrește ca urmare a uscării;

— etapa de uscare cu viteză neuniform descrescîndă, corespunzînd la uscarea a cărei viteză este determinată de difuziunea interioară a apei.

Durata primei perioade de uscare descrescîndă se determină cu ajutorul ecuației (24.24), în care se înlocuiește suprafața totală A cu suprafața A' încă umedă la momentul considerat.

$$\frac{dU}{d\tau}=k'_u A'(x_s-x) \tag{24.35}$$

Așa cum rezultă din curba de uscare din fig. 24.4, *c*, viteza de uscare în această etapă variază liniar cu umiditatea liberă $(u-u_e)$; începînd de la umiditatea liberă critică (u_c-u_e);

$$\frac{A}{A'}=\frac{u-u_e}{u_c-u_e} \tag{24.36}$$

Din ecuațiile (24.33) și (24.36) se obține:

$$\frac{dU}{d\tau}=k'_u A\frac{u-u_e}{u_c-u_e}(x_s-x) \tag{24.37}$$

și ținînd seamă de relația (24.30), se obține după separarea variabilelor de integrare:

$$-\int_{u_c-u_e}^{u-u_e}\frac{d(u-u_e)}{u-u_e}=k'_u A\frac{x_s-x}{u_c-u_e}\int_0^{\tau}d\tau \tag{24.38}$$

$$\ln\frac{u_c-u_e}{u-u_e}=k'_u\frac{A(x_s-x)}{A(u_c-u_e)}\tau$$

$$\tau=\frac{G}{k'_u A}\frac{u_c-u_e}{x_s-x}\ln\frac{u_c-u_e}{u-u_e} \tag{24.39}$$

Durata de uscare de la umiditatea u_0 la umiditatea u_c, în etapa de uscare cu viteză uniform descrescîndă este:

$$\tau_2=\frac{G}{k'_u A}\frac{u_c-u_e}{x_s-x}\ln\frac{u_c-u_e}{u_{c'}-u_e} \tag{24.40}$$

unde:

τ_2 este durata etapei de uscare cu viteză uniform descrescîndă, în s;

G — masa de material uscat (fără umiditate), în kg;

Scanned with OKEN Scanner

u_c — umiditatea materialului la punctul critic, în kg/kg material uscat;

u_e — umiditatea de echilibru, în kg/kg material uscat;

u'_c — umiditatea materialului la sfîrșitul perioadei de uscare cu viteză uniform descrescîndă, în kg/kg material uscat.

Pentru etapa de uscare cu viteză neuniform descrescîndă, se folosește formula:

$$\tau_3 = \frac{4l^2}{D\pi^2} \ln \frac{u_{c'} - u_e}{u - u_e} \qquad (24.41)$$

în care:

τ_3 este durata de uscare, cu viteză neuniform descrescîndă, de la umiditatea u_c, la umiditatea u, în s;

l — grosimea materialului, în m;

D — difuzivitatea lichidului, în m^2/s;

u — umiditatea finală a materialului, în kg/kg material uscat.

În această etapă viteza de uscare nu mai depinde de proprietățile aerului (temperatura, conținutul de umezeală, direcția de curgere).

Valoarea difuzivității lichidului se consideră constantă și se determină experimental, în condiții cît mai apropiate de cele pentru care se calculează τ_3.

Durata totală a uscării în condiții constante este:

$$\tau = \tau_1 + \tau_2 + \tau_3 \qquad (24.42)$$

Tot experimental trebuie determinate și umiditățile caracteristice u_c și $u_{c'}$. Pentru umiditatea critică u_c se găsesc tabele care dau valorile aproximative al acestei proprietăți pentru materialele uzuale; aproximația provine și din cauza variației umidității critice cu grosimea materialului și cu viteza de uscare.

24.2.2.2. **Uscarea în condiții variabile.** În uscătoarele în care aerul parcurge un drum mai lung în contact cu materialul de uscat, uscarea se face în condiții variabile, înțelegînd prin aceasta că temperatura și umezeala aerului cu care materialul este în contact variază în timpul uscării.

Într-un uscător cu funcționare continuă, în regim staționar (fig. 24.6, *b*), uscarea se petrece în condiții variabile, materialul pe măsură ce se usucă, vine în contact cu aerul a cărui umiditate și temperatură variază de la x_1 și t_1 la x_2 și t_2.

În condițiile regimului staționar, viteza locală de uscare rămîne constantă în timp dar variază în lungul uscătorului.

a) *Perioada de uscare cu viteză constantă.* Într-o porțiune îngustă a uscătorului (hașurată în fig. 6, *b*), în care suprafața de contact a materialului cu aerul este dA, viteza de uscare, adică umiditatea îndepărtată din materialul în unitatea de timp, este dată, în această perioadă de uscare, de ecuația (24.24), care pentru regimul staționar ia forma

$$\frac{dU}{\tau} = k'_u(x_s - x)dA \qquad (24.43)$$

Scanned with OKEN Scanner

Umiditatea dU/τ pierdută în unitatea de timp de materialul din porțiunea dA a uscătorului, mărește cu dx conținutul de umezeală al aerului care trece prin uscător cu debitul L:

$$\frac{dU}{\tau} = L dx \tag{24.44}$$

Din ecuațiile (24.43) și (24.44), rezultă:

$$L dx = k'_u (x_s - x) dA \tag{24.45}$$

Separînd variabilele și integrînd pentru porțiunea din uscător în care uscarea se face cu viteză constantă:

$$\int_{x_s - x_1}^{x_s - x_2} \frac{dx}{x_s - x} = \frac{k'_u}{L} \int_x^{A_I} dA \tag{24.46}$$

se obține:

$$\ln \frac{x_s - x_1}{x_s - x_2} = \frac{k'_u}{L} A_I \tag{24.47}$$

Aria A_I este aria suprafeței materialului din uscător, în contact cu aerul, prin care se asigură umezirea debitului L de aer de la x_1 la x_2 în perioada de uscare cu viteza constantă; această arie este deci:

$$A_I = \frac{L}{k'_u} \ln \frac{x_s - x_1}{x_s - x_2} \tag{24.48}$$

b) *Perioada de uscare cu viteza descrescîndă.* Cînd umiditatea materialului a atins umiditatea critică u_c, începe perioada de uscare cu viteză descrescîndă. Se face aproximația că pînă la atingerea umidității de echilibru u_e, viteza de uscare este uniform descrescîndă, adică se acceptă valabilitatea relației (24.36):

$$\frac{A'}{A} = \frac{u - u_e}{u_c - u_e} \tag{24.49}$$

sau

$$\frac{dA'}{dA} = \frac{u - u_e}{u_c - u_e} \tag{24.50}$$

pînă la $u = u_e$.

În această perioadă, viteza de uscare este dată de ecuația (24.45) în care se înlocuiește suprafața totală de contact a materialului dA cu suprafața umedă dA', în porțiunea considerată a uscătorului.

$$L dx = k'_u (x_s - x) dA' \tag{25.51}$$

Din ecuațiile (24.50) și (24.51) rezultă:

$$L dx = k'_u (x_s - x) \frac{u - u_e}{u_c - u_e} dA \tag{24.52}$$

în care x, u, A variază în lungul uscătorului.

Scanned with OKEN Scanner

Între variabilele u și x există relația (24.54) sau (24.59), dedusă într-un bilanț de materiale pe porțiunea din uscător între intrarea materialului și porțiunea haşurată din fig. 24.5, *b*.

Pentru uscătorul în echicurent:

$$Gu_1+Lx_1=Gu+Lx \tag{24.53}$$

sau

$$u=u_1-\frac{L}{G}(x-x_1) \tag{24.54}$$

Înlocuind această valoare a lui u în ecuația (24.52), se obține:

$$L\mathrm{d}x=k(x_s-x)\frac{u_1-\frac{L}{G}(x-x_1)-u_e}{u_x-u_e}\mathrm{d}A \tag{24.55}$$

sau

$$\mathrm{d}x=\frac{k'_u}{G}(x_s-x)\frac{B-x}{u_c-u_e}\mathrm{d}A \tag{24.56}$$

în care

$$B=\frac{G}{L}(u-u_c)+x_1 \tag{24.57}$$

După separarea variabilelor,

$$\frac{\mathrm{d}x}{(x_s-x)(B-x)}=\frac{k'_u}{G}\frac{1}{u_c-u_e}\mathrm{d}A$$

se obține, integrînd pe porțiunea de uscare cu viteză descrescîndă,

$$\int_{x_1}^{x_2}\frac{\mathrm{d}x}{x_s-x}-\int_{x_1}^{x_2}\frac{\mathrm{d}x}{B-x}=\frac{k'_u}{G}\frac{B-x_s}{u_c-u_e}\int_0^{A_{II}}\mathrm{d}A$$

sau

$$\ln\left(\frac{x_s-x_1}{x_s-x_2}\frac{B-x_2}{B-x_1}\right)=\frac{k'_u}{G}\frac{B-x_s}{u_c-u_e}A_{II}$$

sau

$$A_{II}=\frac{G}{k'_u}\frac{u_c-u_e}{B-x_s}\ln\left(\frac{x_s-x_1}{x_s-x_2}\frac{B-x_2}{B-x_1}\right) \tag{24.58}$$

Pentru uscarea în contracurent ecuațiile (24.53); (24.54), (24.57) și (24.58) se schimbă astfel:

$$Gu_2+Lx+Gu+Lx_2 \tag{24.59}$$

$$u=u_1-\frac{L}{G}(x_2-x) \tag{24.60}$$

$$B=\frac{G}{L}(u_1-u_e)-x_2 \tag{24.61}$$

$$A_{II}=\frac{G}{k'_u}\frac{u_c-u_e}{B+x_s}\ln\left(\frac{x_s-x_2}{x_s-x_1}\frac{B+x_2}{B+x_s}\right) \tag{24.62}$$

Scanned with OKEN Scanner

Valorile lui A_{II} din ecuațiile (24.58) și (24.62) reprezintă ariile suprafețelor necesare pentru uscarea materialului cu umiditatea inițială $u_1 < u_c$, adică ariile necesare pentru uscare cu viteză descrescîndă.

De obicei însă umiditatea inițială a materialului este mai mare decît umiditatea critică și ambele perioade ale uscării se petrec succesiv în același uscător.

Adoptînd notațiile din schemele din fig. 24.7, în care *I* reprezintă perioada cu viteză constantă și *II* perioada cu viteză de uscare descrescîndă, ecuațiile (24.47), (24.58) și (24.62) care dau ariile suprafețelor de contact dintre material și aer, devin:

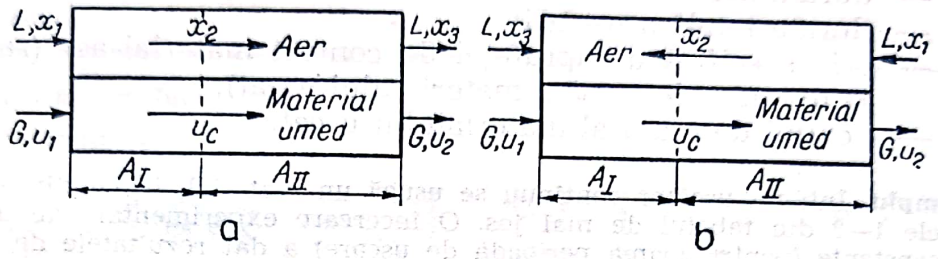


Fig. 24.7. Schemele uscătoarelor continue cu ambele perioade de uscare; *a* — în echicurent; *b* — în contracurent.

— pentru uscătorul funcționînd în echicurent (fig. 24.7, *a*):

$$A_I = \frac{L}{k'_u} \ln \frac{x_s - x_1}{x_1 - x_2} \tag{24.63}$$

$$A_{II} = \frac{G}{k'_u} \frac{u_c - u_e}{B - x_s} \ln \left(\frac{x_s - x_2}{x_s - x_3} \frac{B - x_3}{B - x_2} \right) \tag{24.64}$$

în care

$$B = \frac{G}{L} (u_c - u_e) + x_2 \tag{24.65}$$

— pentru uscătorul funcționînd în contracurent (fig. 24.7, *b*):

$$A_I = \frac{L}{k'_u} \ln \frac{x_s - x_2}{x_s - x_3} \tag{24.66}$$

$$A_{II} = \frac{G}{k'_u} \frac{u_c - u_e}{B - x_s} \ln \left(\frac{x_s - x_2}{x_s - x_1} \frac{B' - x_2}{B' - x_1} \right) \tag{24.67}$$

Conținutul de umezeală x_2 al aerului, la limita dintre cele două perioade de uscare, rezultă dintr-un bilanț de materiale pentru care este necesar să se cunoască umiditatea critică a materialului. Valoarea constantei k'_u se obține dintr-o încercare experimentală în condiții constante, dar cît mai apropiate de cele în care funcționează uscătorul industrial.

Durata de uscare se determină calculînd aria suprafeței necesare pentru ca uscarea în fiecare perioadă să se facă în timp de o oră și raportînd aceste arii la aria suprafeței efectiv disponibile, dedusă din valoarea suprafeței specifice a materialului, egală cu aria de contact cu

aerul a unității de masă în condițiile tehnologice cerute pentru uscare (plăci, granule în tăvi, granule care cad individual etc.):

$$\tau_1 = \frac{A_I}{G\sigma}, \quad \tau_2 = \frac{A_{II}}{G\sigma} \tag{24.69}$$

$$\tau = \tau_1 + \tau_2 \tag{24.70}$$

unde

τ_1 este durata uscării în perioada cu viteză de uscare constantă;
τ_2 — durata uscării în perioada cu viteză de uscare descrescătoare;
τ — durata totală a uscării;
σ — aria specifică a suprafeței de contact material-aer (raportată la unitatea de masă a materialului uscat);
G — debitul de masă al materialului uscat.

Exemplu. Într-un uscător continuu se usucă un material, în condițiile arătate la punctele 1—8 din tabelul de mai jos. O încercare experimentală de uscare în condiții constante (pentru prima perioadă de uscare) a dat rezultatele de la punctele 9—14.

Să se calculeze: 1) debitul necesar de aer, 2) durata uscării cînd uscătorul funcționează în echicurent și 3) durata uscării cînd uscătorul funcționează în contracurent.

	Date				
1	Umiditatea inițială a materialului (raportată la materialul uscat)	u_1	0,40	kg/kg	dată (40%)
2	Umiditatea finală (idem)	u_3	0,05	kg/kg	dată (5%)
3	Temperatura aerului la intrarea în uscător	t_1	120	°C	dată
4	Temperatura termometrului umed la intrarea aerului în uscător	t'_1	38	°C	dată
5	Temperatura materialului în uscător	θ	42	°C	dată, obs. 1
6	Temperatura aerului la ieșirea din uscător	t_3	70	°C	dată
7	Debitul materialului (umed) la intrarea în uscător	G_1	3 000	kg/h	dat
8	Aria specifică a suprafeței de contact material-aer (raportată la materialul uscat)	σ	0,055	m^2/kg	dată
	Încercarea experimentală				
9	Umiditatea critică a materialului (raportată la materialul uscat)	u_c	0,18	kg/kg	experim. 18%
10	Viteza de uscare în perioada *I* (cu viteză constantă de uscare)	$dU/Ad\tau$	2,5	$kg/m^2 \cdot h$	experim.

Scanned with OKEN Scanner

11	Temperatura aerului în timpul încercării	t_{ex}	70	°C	experim.
12	Temperatura termometrului umed	t'_{ex}	40	°C	experim.
13	Temperatura materialului	θ_{ex}	42	°C	experim.
14	Umiditatea de echilibru a materialului la $\theta_{ex}=42°C$, (raportată la materialul uscat)	u_c	0,02	kg/kg	(2%)
	Debitul aerului				
15	Conținutul de umezeală a aerului, la intrarea în uscător	x_1	0,011	kg/kg	obs. 2
16	Idem, la ieșirea din uscător	x_3	0,034	kg/kg	obs. 2
17	Apa luată de 1 kg aer (uscat) în timpul trecerii prin uscător	x_3-x_1	0,023	kg/kg	(16)—(15)
18	Debitul de material (uscat)	G	2 143	kg/h	(7)/[1+(1)]
19	Apa intrată cu materialul în uscător	U_1	857	kg/h	(7)—(18)
20	Apa ieșită din uscător, cu materialul	U_3	107	kg/h	(18)·(2)
21	Apa cedată de material (și luată de aer) în timpul trecerii prin uscător	U	750	kg/h	(19)—(20)
22	Debitul aerului (uscat)	L	32 600	kg/h	(21)/(17)
	Coeficientul de uscare				
23	Conținutul de umezeală al aerului în timpul încercării experimentale	x_{ex}	0,036	kg/kg	obs. 2
24	Conținutul maxim de umezeală al aerului în timpul încercării exp., la $\theta_{ex}=42°C$	$\theta_{s,\,ex}$	0,055	kg/kg	obs. 3
25	Coeficientul de uscare	k'_u	132	kg/(m²·h)	(10)/[(24)—(23)]
	Durata uscării: perioada I (echicurent)				
26	Apa din material la umiditatea critică	U_2	386	kg/kg	(18)·(9)
27	Apa îndepărtată în perioada *I*	U_1-U_2	471	kg/kg	(19)—(20)
28	Conținutul de umezeală al aerului după perioada *I*	x_2	0,025	kg/kg	(15)+(27)/(22)
29	Conținutul maxim de umezeală al aerului, la $\theta=42°C$	x_s	0,055	kg/kg	obs. 3

Scanned with OKEN Scanner

30	Aria suprafeței de contact material-aer în perioada *I* (pentru uscarea într-o oră)	A_I	95	m^2	Obs. 4
31	Aria efectivă a materialului din uscător	$G\sigma$	118	m^2/h	(18)·(8)
32	Durata uscării în perioada *I*	τ_1	0,81	h	(30)/(31)
	Durata uscării: perioada II (echicurent)				
33	Mărimea *B*	B	0,022	kg/kg	ec. (24.65)
34	Aria suprafeței de contact material-aer în perioada *II* (pentru uscare într-o oră)	A_{II}	73	m^2	obs. 5
35	Durata uscării în perioada *II*	τ_2	0,62	h	(34)/(31)
36	Durata totală (*I*+*II*) de uscare în echicurent	τ	1,43	h	(32)+(35)
	Durata uscării: perioada I (contracurent)				
28′	Conținutul de umezeală al aerului, după perioada *I*	x_2'	0,020	kg/kg	(16)—(27)/(22)
30′	Aria suprafeței de contact material-aer în perioada *I* (pentru uscare într-o oră)	A_I'	126	m^2	Obs. 6
32′	Durata uscării în perioada *I*	τ_1	0,94	h	(30′)/(31)
	Durata uscării: perioada II (contracurent)				
33′	Mărimea *B′*	B'	—0,009	kg/kg	ec. (24.68)
34′	Aria suprafeței de contact-material-aer în perioada *II* (pentru uscare într-o oră)	A_{II}'	83	m^2	obs. 7
35′	Durata uscării în perioada *II*	τ_2'	0,70	h	(34′)/(31)
36′	Durata totală a uscării în contracurent	τ'	2,13	h	(34′)+(35′)

Observații: 1) Temperatura de 42°C a materialului în uscător presupune o încălzire a materialului în interiorul uscătorului; fără această încălzire, temperatura materialului, în timpul uscării ar fi egală cu temperatura $t'=38$°C a termometrului umed.

2) Determinarea conținutului de umezeală x_1 al aerului, la intrarea în uscător (rîndul 15) cînd se cunoaște temperatura aerului t_1 și temperatura t_1' a termometrului umed, se face cu ajutorul diagramei *H*, *x* (fig. 3.14); x_1 este abscisa punctului de întretăiere a izotermei t_1 cu linia de entalpie constantă care intersectează izo-

Scanned with OKEN Scanner

terma t_1' pe curba de saturație. În acest mod se determină x_3 (cu ajutorul temperaturilor t_3 și t_1') și x_{ex} (cu ajutorul temperaturilor t_a' și t_a).

3) Conținutul maxim de umezeală al aerului la temperaturile θ și θ_{ex} se determină cu ajutorul diagramei H, x citind abscisa punctului de intersecție a izotermei θ (respectiv θ_{ex}) cu curba de saturație.

4) Aria suprafeței A_I se determină cu ecuația (24.63) care în acest caz devine:

$$A_I = \frac{32\,600}{132}\ 2{,}303\ \lg\frac{0{,}055-0{,}011}{0{,}055-0{,}025} = 95\ \text{m}^2$$

5) Aria suprafeței A_{II} se determină cu ecuația (24.64):

$$A_{II} = \frac{2\,143}{132}\ \frac{0{,}16}{0{,}022-0{,}055}\ 2{,}303\ \lg\left(\frac{0{,}055-0{,}011}{0{,}055-0{,}025}\ \frac{0{,}022-0{,}025}{0{,}022-0{,}011}\right) = 73\ \text{m}^2$$

6) Aria suprafeței A_I' se determină cu ecuația (24.66):

$$A_I' = \frac{32\,600}{132}\ 2{,}305\ \lg\frac{0{,}055-0{,}020}{0{,}055-0{,}034} = 126\ \text{m}^2$$

7) Aria suprafeței A_{II}' se determină cu ecuația (24.67):

$$A_{II}' = \frac{2\,143}{132}\ \frac{0{,}16}{0{,}055-0{,}009}\ 2{,}303\ \lg\left(\frac{0{,}055-0{,}020}{0{,}055-0{,}011}\ \frac{0{,}020-0{,}009}{0{,}011-0{,}009}\right) = 83\ \text{m}^2$$

Acest exemplu arată că este mai rapidă uscarea în echicurent (durata uscării aproximativ 1,43 ore) decît uscarea în contracurent (durata uscării aproximativ 2,13 ore).

24.3. Procedee și aparate de uscare

Numeroasele tipuri de uscătoare, construite ca să dea randamente cît mai bune în foarte variatele condiții ce li se impun, pot fi clasificate din multe puncte de vedere. Criteriile principale de clasificare rezultă din tabelul 24.4.

În continuarea acestui capitol, se va adopta clasificarea după caracteristicile constructive ale uscătoarelor; această clasificare satisface și alte criterii de sistematizare a uscătoarelor.

24.3.1. Uscătoare cu cameră

Aceste uscătoare sînt formate dintr-o încăpere, de la mărimea unui dulap pînă la mărimea unei camere; ele sînt prevăzute cu uși prin care se introduce și se scoate materialul așezat în stive, pe stelaje, pe cărucioare sau în tăvi. Aerul de uscare circulă prin stivele de material sau printre poliței stelajelor. Materialele păstoase sau pulverulente se așază pe tăvi, iar cele granulare pe tăvi cu fundul perforat; aerul circulă pe deasupra materialului sau străbate prin materialul (granulat).

Uscătoarele cu cameră sînt folosite pentru uscarea intermitentă (în șarje) a materialelor în cantități relative mici. Ele sînt recomandate și

Scanned with OKEN Scanner

Tabelul 24.4

Clasificarea uscătoarelor
(v. și K. G. Filomenko și P. D. Lebedev)

Criterii de clasificare	Grupe
Regimuri de funcționare	Funcționare în șarje, regim nestaționar Funcționare continuă, regim staționar
Forma materialului	Pulbere Granule Bucăți Plăci Foi Pînze Paste Soluții
Sensibilitatea termică și la oxigen a materialului	Insensibil la temperatură Sensibil la temperatură în stare umedă Sensibil la temperatură în stare uscată Insensibil la oxigen Sensibil la oxigen în stare umedă Sensibil la oxigen în stare uscată
Agentul de uscare	Aer Gaze de ardere Amestec de aer și gaze de ardere Abur supraîncălzit
Mișcarea agentului de uscare în raport cu materialul	Echicurent Contracurent Curent încrucișat Curent mixt
Circulația agentului de uscare	Circulație naturală Circulație forțată
Încălzirea agentului de uscare	Încălzitoare de aer încălzite cu abur Încălzitoare încălzite cu foc Amestecare cu gaze de ardere calde Cu încălzire electrică
Recircularea agentului de uscare	Fără recirculare Cu recirculare parțială Cu recirculare totală
Îndepărtarea umidității din uscător	Evacuarea cu agentul de uscare Prin condensare Prin absorbția chimică Prin adsorbție
Încălzirea materialului	Convecție (căldura agentului de uscare) Conducție (contact) prin suprafețe încălzite Radiație (uscare cu radiații infraroșii) Încălzire mixtă Curent de înaltă frecvență

Scanned with OKEN Scanner

Tabelul 24.4 (continuare)

Presiunea în uscător	Presiune atmosferică Depresiune (vid)
Construcția uscătorului	Cameră Tunel Cu bandă transportoare Turbină Rotativ (tubular) Tambur Cu agitare mecanică (transportor elicoidal) Pneumatic Prin pulverizare În strat fluidizat

atunci cînd se impune un regim special de uscare (variația temperaturii în timpul uscării după un program special).

Prin modul de încălzire și de dirijare a aerului prin uscător, se deosebesc următoarele variante de uscătoare cu camere:

24.3.1.1. **Uscătoare cu circulație naturală a aerului.** Aerul este încălzit de un calorifer și circulă prin uscător sub acțiunea tirajului unui coș. Sînt aparate simple, dar au dezavantajul că uscarea nu este uniformă; randamentul termic este mic pentru că nu utilizează suficient capacitatea de uscare a aerului.

24.3.1.2. **Uscătoare cu circulație forțată a aerului.** La aceste uscătoare, aerul circulă pe un drum mai bine definit, sub acțiunea unuia sau a mai multor ventilatoare. Sub acțiunea ventilatoarelor, aerul poate parcurge un drum mai lung prin uscător și iese mai aproape de saturație decît la uscătoarele precedente.

În fig. 24.8 este reprezentată, în diagrama H, x funcționarea uscătoarelor cu circulație simplă — naturală sau forțată — a aerului; aerul care intră în uscător (punctul *1*), este încălzit (la conținut constant de umezeală), pînă la starea corespunzătoare punctului *2*, și apoi se umezește, uscînd materialul. Pentru uscătorul ideal, umezirea aerului (uscarea materialului) se face după linia izentalpică *(2)—(3)*; punctul *3* reprezintă starea în care aerul iese din uscător.

24.3.1.3. **Uscătoare cu încălzire intermediară a aerului.** Pentru folosirea mai bună a aerului și a căldurii se construiesc uscătoare în care aerul este reîncălzit de mai multe ori în drumul său prin uscător. În fig. 24.9 este reprezentată, în diagrama H, x, funcționarea unui uscător cu trei încălziri intermediare; aerul intrat în uscător *(1)* cu temperatura t_2 (*2*), se umezește prin contactul cu materialul pe care îl usucă, ajungînd la temperatura t_3 și umezeala x_3 (punctul *3*), este din nou încălzit la temperatura t_2 (*4*) ș.a.m.d.; la fiecare contact cu materialul umed, conținutul de umezeală al aerului crește ($x_1 < x_3 < x_5 < x_7$). Efectul final ar fi același dacă aerul ar fi fost încălzit numai o singură dată pînă la temperatura t_2' (punctul *2'*); încălzirea repetată este însă preferabilă pentru că încălzirea aerului la temperatura mare t_2' este mai puțin economică și pentru că temperatura mare a aerului poate degrada materialul care se usucă.

32*

În fig. 24.10 este schița unui uscător cu trei încălziri intermediare ale aerului.

24.3.1.4. **Uscătoare cu recirculare parțială a aerului.** În aceste uscătoare (fig. 24.11) numai o parte a aerului care a trecut peste materialul de uscat este scos din uscător; cealaltă parte, completată cu aer proas-

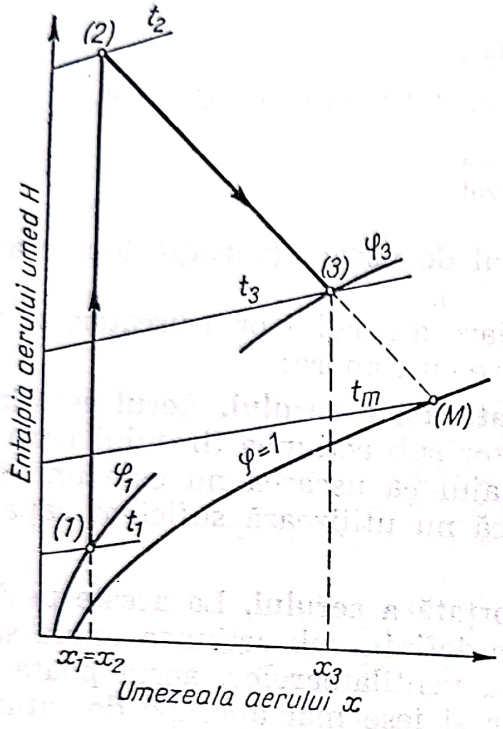


Fig. 24.8. Diagrama *H*, *x* pentru uscătorul cu circulație simplă a aerului.

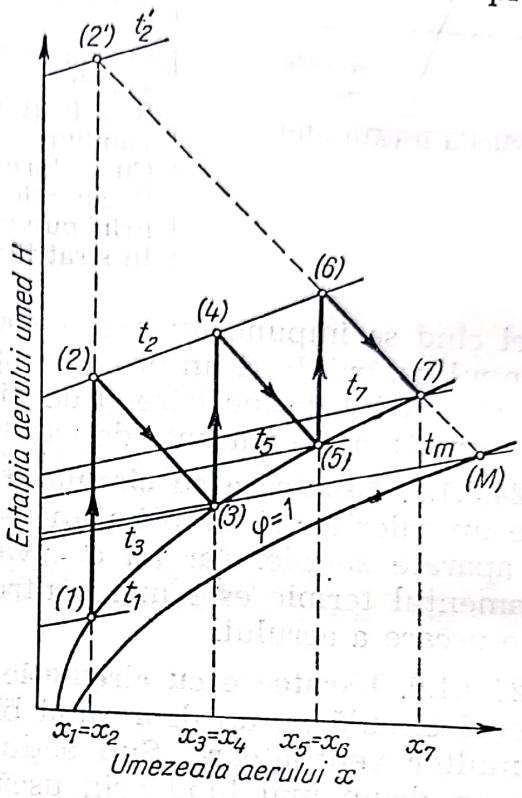


Fig. 24.9. Diagrama *H*, *x* pentru uscătorul cu încălziri intermediare ale aerului.

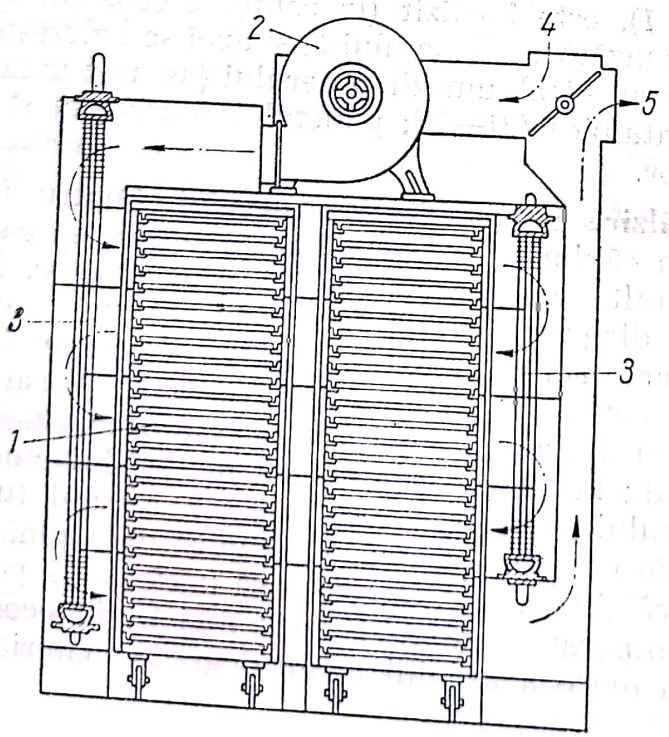


Fig. 24.10. Uscător cu cameră, cu încălzire intermediară a aerului și recirculare parțială:
1 — vagonete cu materiale; *2* — ventilator; *3* — încălzitoare cu aer; *4* — intrarea aerului proaspăt; *5* — ieșirea aerului.

păt, este reîncălzită și folosită din nou la uscare. Avantajele recirculării sînt: a) utilizarea mai economică a aerului și a căldurii, b) realizarea unei viteze mai mari a aerului, convenabilă pentru accelerarea uscării și c) posibilitatea — importantă pentru uscarea unor materiale sensibile — de a regla după voie conținutul de umezeală al aerului în timpul uscării.

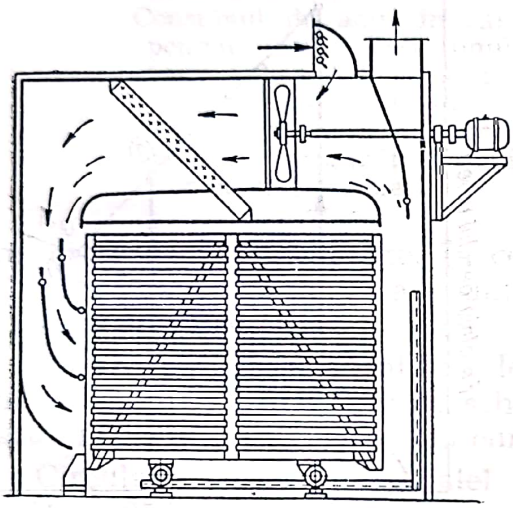


Fig. 24.11. Uscător cu recirculare parțială a aerului.

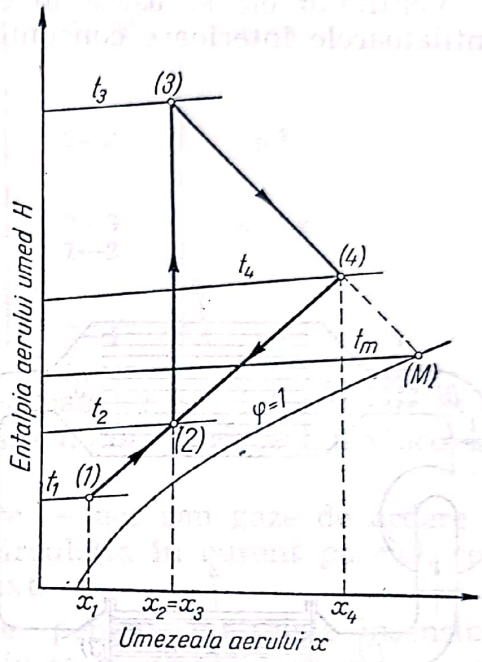


Fig. 24.12. Diagrama H, x pentru uscătorul cu recirculare parțială a aerului.

Diagrama H, x pentru uscarea cu recircularea aerului (fig. 24.12) indică următoarele operații:

— amestecarea aerului proaspăt *(1)* cu aerul care a trecut prin uscător *(4)*; amestecul este reprezentat prin punctul *(2)*;

— încălzirea amestecului de la temperatura t_2 (punctul *2*) pînă la temperatura t_3 (punctul *3*);

— umezirea aerului (ca rezultat al uscării materialului) între punctele *(2)* și *(4)*.

Punctul *(2)* se găsește după regula amestecurilor (regula pîrghiei) cunoscînd poziția punctelor *(1)* și *(4)* și raportul de amestec:

$$\frac{\text{aer proaspăt}}{\text{aer recirculat}} = \frac{\text{segmentul } (4)-(2)}{\text{segmentul } (1)-(2)} \qquad (24.71)$$

În diagramă s-a considerat că raportul de amestec este egal cu o parte aer proaspăt la două părți aer recirculat. Cantitățile de aer proaspăt și de aer recirculat se socotesc în kilograme de aer uscat.

24.3.1.5. **Uscătoare cu condensare.** În aceste aparate se realizează un circuit închis al întregului debit de aer (recircularea totală a aerului), după schema din fig. 24.13. În diagrama H, x din fig. 24.14, este indicat ciclul aerului; aerul rece și saturat (1) este încălzit (2), se umezește cu umiditatea materialului pe care-l usucă (3), este apoi răcit într-un răci-

tor-condensator, pînă în punctul (4), unde începe condensarea umezelei, între (4) și (1), pe curba limită.

Uscătoarele cu condensare au fost folosite pentru uscarea lemnului. Din cauza consumului mare de căldură și de apă de răcire, ele au fost înlocuite cu alte uscătoare mai economice.

Ventilatoarele se așază în exteriorul sau în interiorul uscătoarelor; ventilatoarele interioare consumă mai puțină energie. Uneori se folosesc

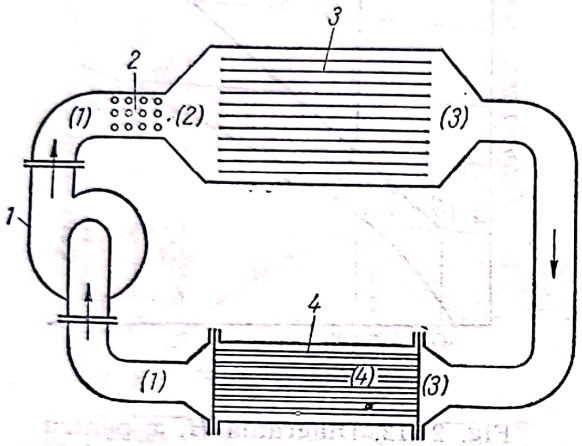


Fig. 24.13. Schema uscătorului cu condensare:
1 — ventilator; *2* — calorifer; *3* — cameră de uscare; *4* — răcitor-condensator.

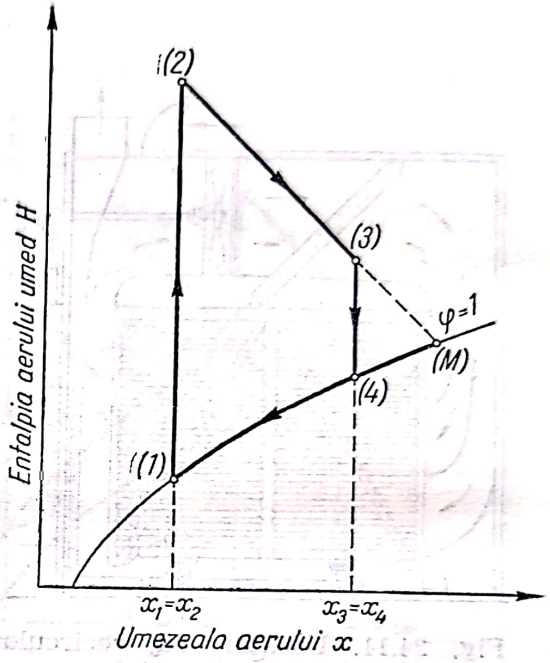


Fig. 24.14. Diagrama *H*, *x* pentru uscătorul cu condensare.

ventilatoare reversibile pentru inversarea sensului curentului de aer către sfîrșitul uscării, în scopul uscării uniforme a materialului în diferite părți ale uscătorului. A fost încercată cu succes și uscarea în curent de aer cu presiunea pulsată (pulsarea presiunii, 200—300 mm H_2O sau 2 000—3 000 Pa, de 30—100 ori pe minut). La unele uscătoare, ventilatoarele au fost înlocuite cu injectoare care, cu tot randamentul lor slab, economisesc energie electrică.

În tabelul 24.5 sînt indicate cîteva date asupra uscătoarelor cu cameră.

24.3.2. Uscătoare tunel

Un uscător tunel este o cameră lungă, pe care materialul, așezat pe vagonete, o parcurge cu viteză mică, în lungul ei. La anumite intervale de timp se introduce un vagonet cu material umed la unul din capetele tunelului și se scoate un vagonet cu material uscat la celălalt capăt. Înaintarea vagonetelor se face cu un dispozitiv de împingere sau cu lanțuri și este ușurată dacă uscătorul se construiește cu o mică pantă cobo-

Tabelul 24.5

Date asupra uscătoarelor cu camere

Aria specifică a tăvilor necesare pentru uscarea materialului	0,2—0,05	m^2/kg
Masa materialului pe unitatea de arie a țevilor	5—20	kg/m^2
Aria de încălzire a caloriferului necesară pentru vaporizarea unui kilogram de apă pe oră, în uscător	2—3	m^2
Consumul de abur în calorifer pentru vaporizarea unui kilogram de apă în uscător	2—3	kg/kg
Viteza aerului în uscător	1—2	m/s
Raportul de amestec = aer recirculat/aer proaspăt în uscătoarele cu recirculație	2—4	—

rînd către capătul de ieșire. În cele două capete, tunelul este închis cu uși etanșe sau cu ecluze care sînt deschise numai cînd se introduce sau se scoate un vagonet.

Pentru circulația agentului de uscare — aer sau gaze de ardere — sînt aplicate cele mai variate scheme: circulația în curent paralel, contracurent, curent încrucișat sau curent mixt.

Circulația în curent paralel convine pentru materiale insensibile la căldură în stare umedă dar sensibile în stare uscată, cînd nu se cere o uscare înaintată și cînd agentul de uscare are temperatură ridicată.

Circulația în contracurent se adoptă pentru materiale sensibile la căldură în stare uscată, cînd se cere uscarea înaintată a materialului și cînd conținutul inițial de umezeală al agentului de uscare este relativ mare.

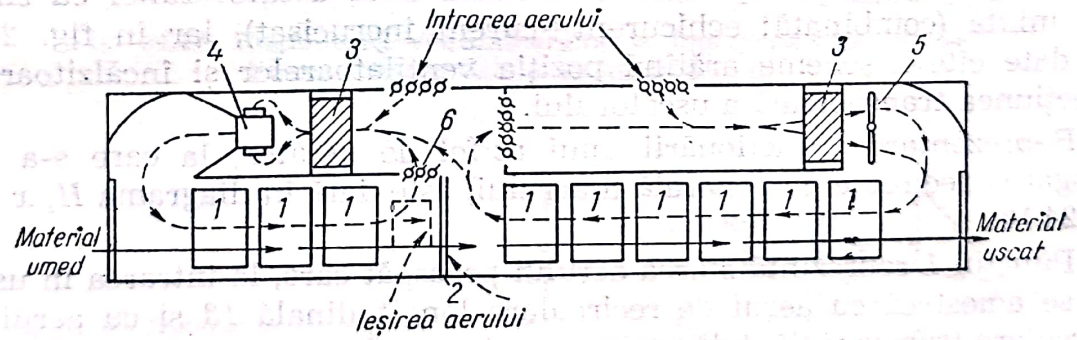


Fig. 24.15. Uscător tunel cu circulația aerului în curent mixt (echicurent + contracurent) plus recirculație parțială:
1 — vagonete; *2* — perete separator, mobil; *3* — încălzitoare; *4* — suflantă; *5* — ventilator axial; *6* — jaluzele.

Circulația în curent mixt (echicurent+contracurent) aplicată cu discernămînt întrunește avantajele ambelor moduri precedente de circulație. În fig 24.15 este dată schema de principiu a unui uscător tunel lucrînd după această schemă. Așa cum se vede, circulația în echicurent+contracurent este combinată cu recirculația parțială a aerului.

Scanned with OKEN Scanner

Toate aceste scheme de circulație a agentului de uscare au dezavantajul uscării neuniforme în secțiunea transversală mare a uscătorului. Progresul important al uscătoarelor tunel a fost introducerea circulației mixte în care schemele precedente au fost combinate cu circulația transversală a agentului de uscare (în curent încrucișat). Sub acțiunea unor ventilatoare centrifuge sau axiale și a unor pereți de separare transver-

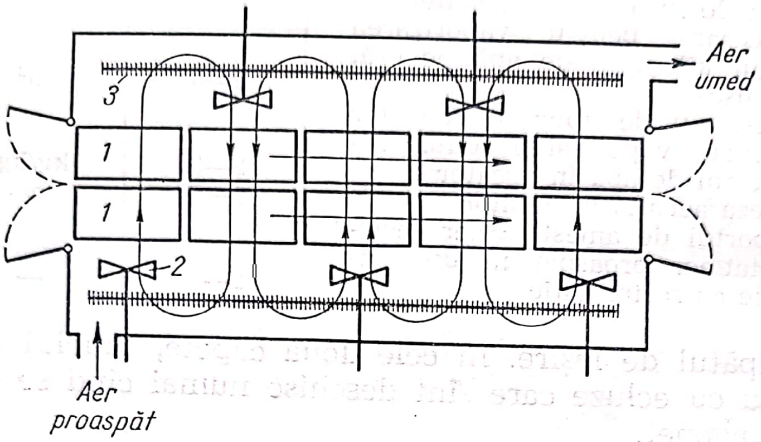


Fig. 24.16. Uscător tunel cu circulație a aerului: echicurent + curent încrucișat:
1 — vagonete cu material de uscat; *2* — ventilatoare pentru curenți transversali de aer; *3* — încălzitoare de aer.

sală parțială, canale de aer și încălzitoare intermediare, se creează o circulație transversală de aer, cu viteză mare, suprapusă peste circulația longitudinală, mai lentă. Rezultatul este o uscare rapidă și uniformă a materialului.

În fig. 24.16 este reprezentată schema unui uscător tunel cu circulație mixtă (combinată: echicurent+curent încrucișat), iar în fig. 24.17 sînt date cîteva scheme arătînd poziția ventilatoarelor și încălzitoarelor în secțiunea transversală a uscătorului.

Reprezentarea funcționării unui astfel de uscător, la care s-a mai adăugat și recircularea generală a aerului, este dată în diagrama H, x din fig. 24.18.

Punctul *1* reprezintă starea aerului proaspăt care, la intrarea în uscător, se amestecă cu aerul de recirculare longitudinală *13* și cu aerul de recirculare transversală *4* din prima porțiune a uscătorului. Punctul *2* care reprezintă amestecul, se determină după regula amestecurilor cînd se cunoaște starea celor trei feluri de aer *1, 13, 4* și raporturile de amestec. Amestecul este apoi încălzit *3* este trecut peste materialul de uscat *4* și se împarte într-o porțiune care se recirculă și o altă porțiune care trece în segmentul următor al uscătorului unde se amestecă cu aerul recirculat în acest segment *1* dînd amestecul *5* ș.a.m.d.

În tabelul 24.6 sînt prezentate cîteva date de construcție și de exploatare a uscătoarelor tunel.

Scanned with OKEN Scanner

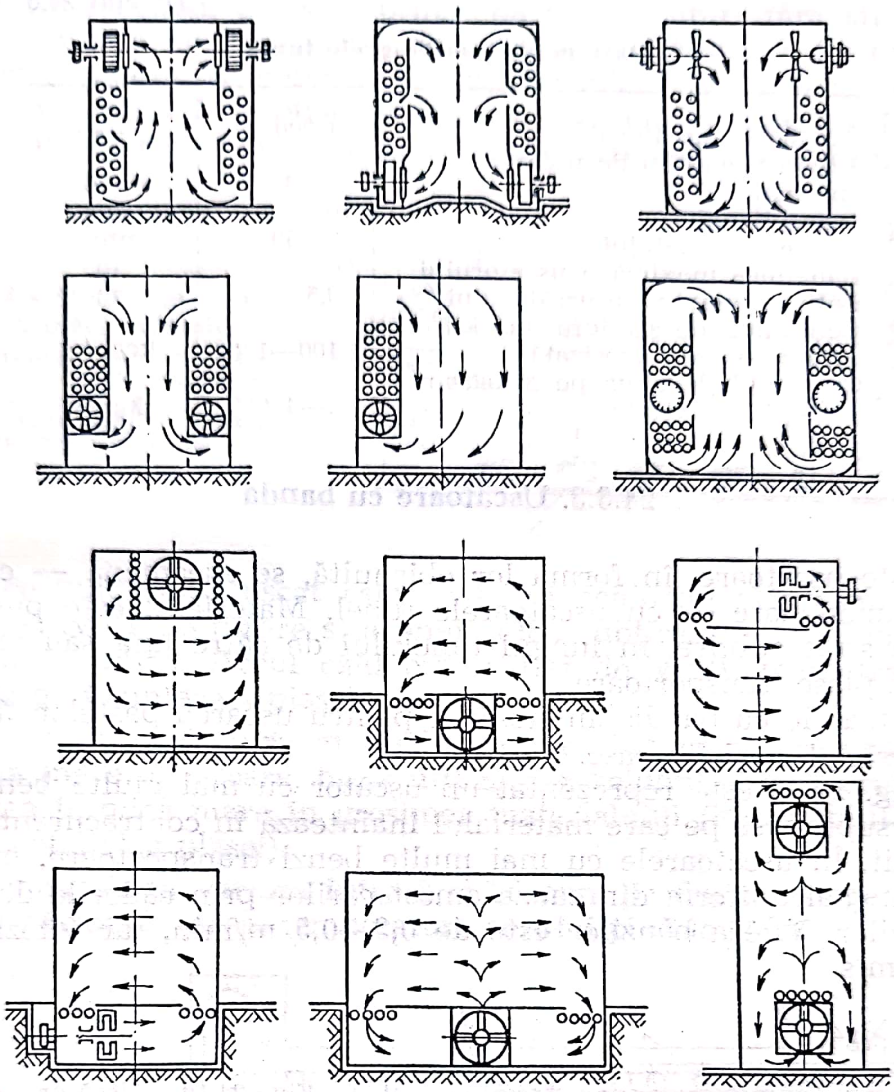


Fig. 24.17. Dispunerea ventilatoarelor și încălzitoarelor în secțiunea transversală a uscătoarelor tunel.

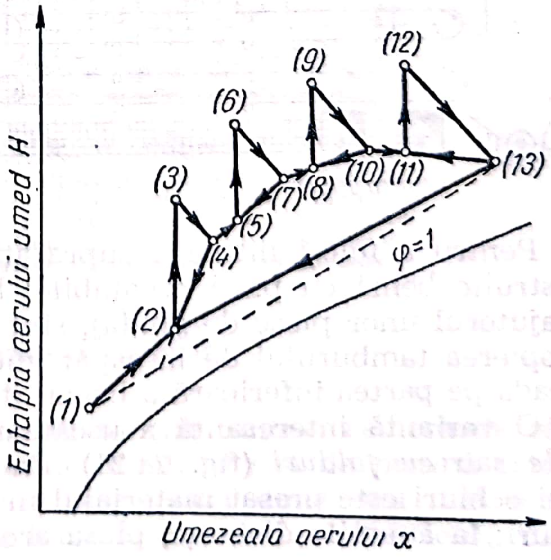


Fig. 24.18. Diagrama H, x pentru uscătorul tunel cu circulație mixtă a aerului: echicurent + curent încrucișat și cu recirculare longitudinală a aerului.

Scanned with OKEN Scanner

Tabelul 24.6

Date pentru uscătoarele tunel

Înclinarea uscătorului	1/200	—
Viteza agentului de uscare:		
normal	2—3	m/s
excepțional	10	m/s
Viteza materialului	3—50	mm/s
Lungimea maximă a uscătorului	50	m
Lățimea maximă a uscătorului	3,5	m
Consumul de căldură pe kilogram de apă vaporizată	1 100—1 200	kcal/kg
Consumul de abur pe kilogram de apă vaporizată	2—4	kg/kg

24.3.3. Uscătoare cu bandă

Aceste uscătoare, în forma lor obișnuită, se aseamănă — ca principiu de funcționare — cu uscătoarele tunel. Materialul este purtat continuu, în strat subțire, în lungul tunelului de către una sau mai multe benzi sau plase transportoare.

Uscătoarele cu bandă sînt folosite pentru uscarea pastelor și a materialelor granulare și fibroase.

În fig. 24.19 este reprezentat un uscător cu mai multe benzi transportoare suprapuse pe care materialul înaintează în contracurent cu aerul preîncălzit. În uscătoarele cu mai multe benzi transportoare, materialul este uscat mai uniform din cauza amestecărilor prin căderile de la capetele benzilor. Viteza benzilor este de 0,3—0,5 m/min, iar viteza aerului de 2—3 m/s.

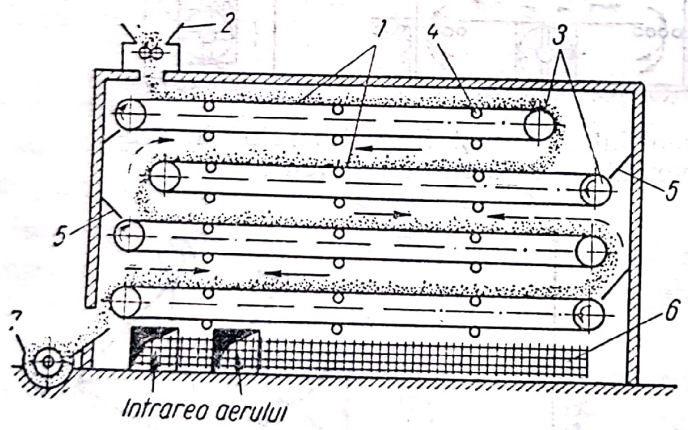


Fig. 24.19. Uscător cu mai multe benzi:

1 — benzi transportoare; *2* — pîlnie de încălzire, cu dozator; *3* — tambure pentru antrenarea benzilor; *4* — role pentru susținerea benzilor; *5* — table pentru dirijarea curentului de aer; *6* — încălzitor; *7* — transportor elicoidal.

Pentru a folosi întreaga suprafață a benzilor transportoare, au fost construite benzi cu plăci rabatabile; banda este formată din plăci care, cu ajutorul unor piese de ghidaj, sînt ținute în poziție orizontală pînă în apropierea tamburului de la capăt unde ele se deschid, lăsînd materialul să cadă pe partea inferioară a benzii (fig. 24.20).

O variantă interesantă a uscătoarelor cu bandă a fost *uscătorul cu bucle* sau *cu falduri* (fig. 24.21). Banda principală este o plasă, în ale cărei ochiuri este presat materialul în formă de pastă, cu ajutorul a două valțuri; la anumite distanțe, plasa are cîte o tije transversală care depă-

șește marginile benzii, ele sînt prinse de două lanțuri fără sfîrșit care se mișcă cu viteză mică la partea superioară a uscătorului. Ca urmare a vitezei mari a plasei cu material și a vitezei mici a lanțurilor, plasa formează falduri care atîrnă pînă aproape de podeaua uscătorului. La capătul uscătorului plasa se desprinde din lanțul care a purtat-o prin uscător

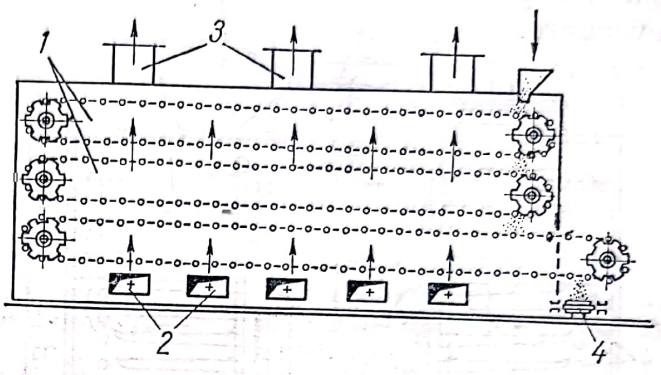


Fig. 24.20. Uscătoare cu benzi formate din plăci rabatabile:
1 — benzi transportoare din plăci rabatabile; *2* — canale pentru intrarea aerului cald; *3* — canale pentru evacuarea aerului utilizat; *4* — transportor cu bandă.

și, după ce materialul uscat este scos din ochiurile plasei cu ajutorul unui dispozitiv de scuturare și a unui rulou subțire, revine la încărcarea cu materialul umed. Aerul cald este suflat de ventilatoare transversal pe direcția de înaintare a plasei.

Uscătoarele cu falduri au producția specifică mare din următoarele cauze: aria mare de uscare, bună utilizare a volumului uscătorului, conductivitatea termică mare în grosimea materialului (îmbunătățită de împletitura metalică a plasei).

Grosimea plasei variază între 8 și 25 mm, producția atinge 100 kg/h pe metrul pătrat de plasă; temperatura aerului pînă la 300°C.

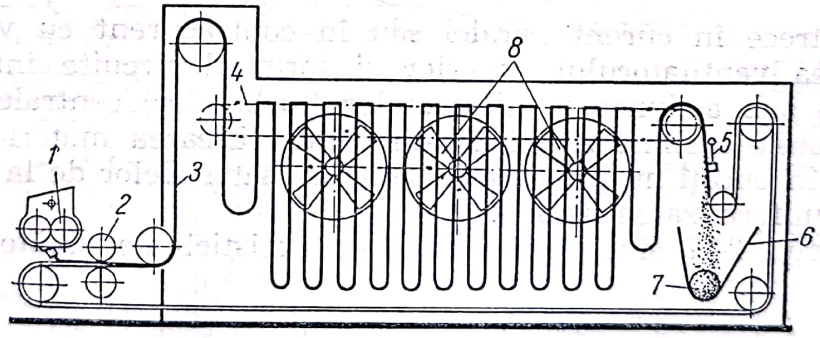


Fig. 24.21. Uscător cu falduri:
1 — valțuri de alimentare; *2* — valțuri pentru presarea materialului în ochiurile plasei; *3* — plasa purtătoare de material; *4* — lanțuri transportoare; *5* — dispozitiv de scuturare; *6* — recipient pentru captarea materialului uscat; *7* — transportor elicoidal pentru evacuarea materialului uscat; *8* — ventilatoare.

24.3.4. Uscătoare turbină

Un uscător turbină (fig. 24.22) este format dintr-o cameră de cărămidă, beton sau tablă izolată, de formă cilindrică sau de prismă octogonală și dintr-un arbore central care acționează două sau mai multe rotoare cu palete și mai multe palete laterale care se învîrtesc lent; încăl-

Scanned with OKEN Scanner

zitoare periferice, pîlnie de alimentare, raclete pentru trecerea materialului de pe o parte pe altă și o bandă transportoare pentru evacuarea materialului uscat completează aparatul.

Materialul intră în uscător prin pîlnia de alimentare, care pe prima poliță cu care face o rotație aproape completă, trece pe polița următoare ș.a.m.d. pînă la ultima poliță de pe care cade pe banda transportoare de evacuare.

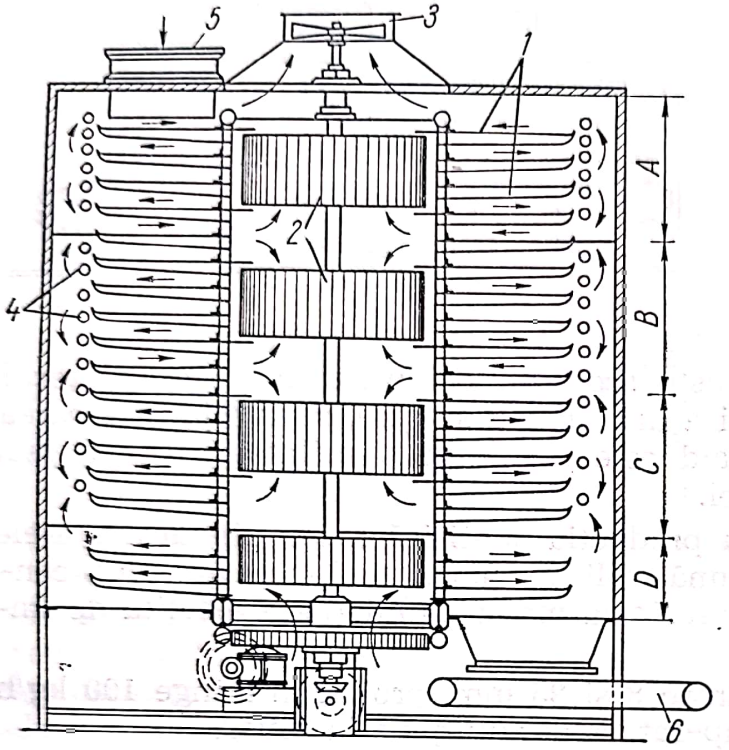


Fig. 24.22. Uscător turbină (*Büttner*):

1 — polițe circulare (inelare); *2* — rotoare cu palete; *3* — ventilator superior; *4* — încălzitoare laterale; *5* — pîlnie de alimentare; *6* — bandă transportoare pentru evacuarea materialului uscat; *A*, *B*, *C* — zona de uscare; *D* — zona de răcire.

Aerul trece în curent paralel sau în contracurent cu viteza mică sub acțiunea ventilatorului superior și formînd circuite interioare cu viteze mari sub acțiunea ventilatoarelor (turbinelor) centrale.

Uscătoarele turbine sînt indicate pentru uscarea materialelor granulare sau în bucăți nu prea mari. Căderea materialelor de la o poliță la alta ajută uniformizarea uscării.

În tabelul 24.7 sînt date cîteva caracteristici ale uscătoarelor turbine.

24.3.5. Uscătoare rotative

În această categorie sînt incluse uscătoarele formate în principal dintr-un cilindru relativ lung așezat orizontal (cu o mică înclinație), care se rotește în jurul axei sale și pe care materialul îl parcurge în lungul său, sub acțiunea combinată a rotației și a înclinației cilindrului. Materialul se usucă prin contactul cu aerul sau cu gazele de ardere care trec în curent paralel, contracurent sau mixt; uneori încălzirea se face indirect cu gaze de ardere.

Eficiența mare a uscătoarelor rotative rezultă din aria mare, mereu reînnoită, a suprafeței de contact dintre materialul care se usucă și agentul de uscare.

Scanned with OKEN Scanner

Tabelul 24.7

Date caracteristice pentru uscătoarele rotative

Diametrul cilindrului	D	0,30—3	m
Lungimea cilindrului	l	7—25	m
sau	l/D	4—10	—
Înclinația cilindrului	k	0—0,08	—
Turația	n	1—8	rot/min
Viteza periferică a cilindrului		0,15—0,85	m/s
Produsul nD	nD	7,5—10,5	m/min
Viteza gazelor în uscător		1,5—2,5	m/s
Gradul de umplere, normal		3—12	%
excepțional		15—25	%
Lățimea șicanelor radiale		$D/12$—$D/8$	m
Numărul șicanelor radiale		$7D$—$12D$	—
Eficacitatea specifică a uscătorului:			
— uscare directă cu aer încălzit cu abur		15—150	kg/(m³·h)
— uscare directă cu gaze de ardere		150—550	kg/(m³·h)
— uscare indirectă+directă cu gaze de ardere		300—700	kg/(m³·h)
Randamentul termic:			
— uscare directă cu aer încălzit cu abur		30—55	%
— uscare directă la temperaturi înalte		55—75	%
— uscare indirectă+directă		75—85	%
Puterea necesară		$4D^2$—$8D^2$	kW

Etanșarea dintre cilindrul rotativ și cele două capete fixe pentru introducerea și evacuarea materialului și a agregatului de uscare, se face: prin materiale de fricțiune, printr-un dispozitiv în labirint sau printr-un

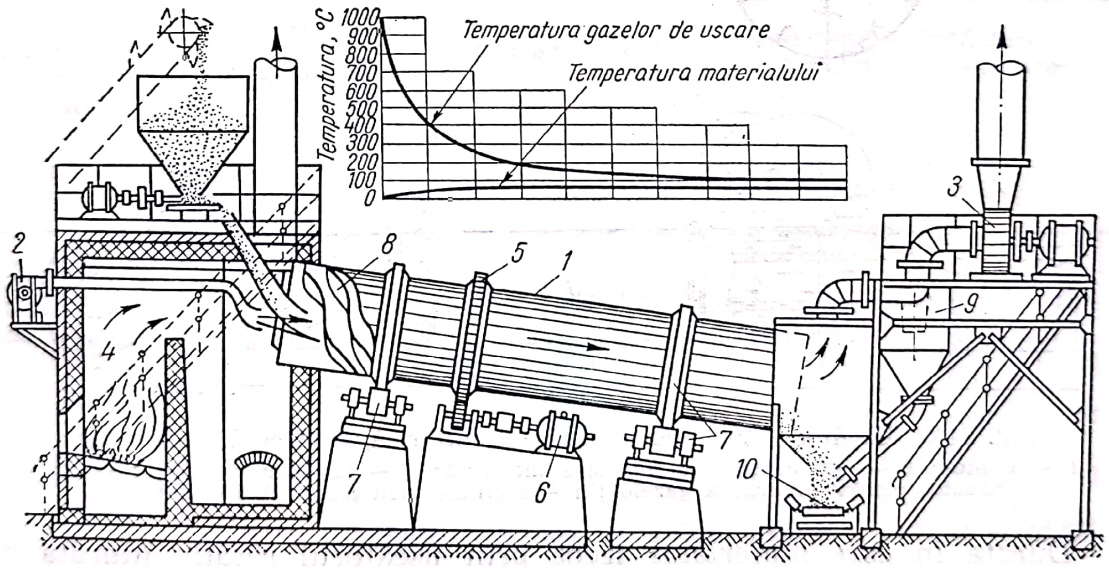


Fig. 24.23. Uscător rotativ, cu circulația aerului în echicurent:
1 — corpul uscătorului; *2* — ventilator pentru introducerea aerului; *3* — exhaustor pentru evacuarea aerului utilizat; *4* — cuptor pentru producerea gazelor calde; *5* — coroană dințată pentru rotirea cilindrului; *6* — electromotor cu angrenaj pentru antrenarea cilindrului; *7* — bandaje și role de sprijin; *8* — palete elicoidale; *9* — ciclon pentru separarea prafului din gaze; *10* — bandă transportoare.

material flexibil. Această etanșare nu este suficientă decît pentru diferențe mici de presiune între interiorul și exteriorul uscătorului, de aceea se recomandă ca pentru circulația gazelor să se folosească simultan un ventilator pentru introducerea aerului și un exhaustor pentru aspirarea aerului din uscător (fig. 24.23).

Scanned with OKEN Scanner

Evitarea mărunțirii materialului și mărirea eficienței se realizează prin introducerea unor șicane pe toată lungimea sau numai pe o porțiune a lui. Au fost propuse numeroase construcții și șicane, pentru diferite scopuri; cîteva sînt arătate în fig. 24.24.

În fig. 24.25 este reprezentat un uscător rotativ cu încălzire directă plus încălzire indirectă prin gaze de ardere în tubul central.

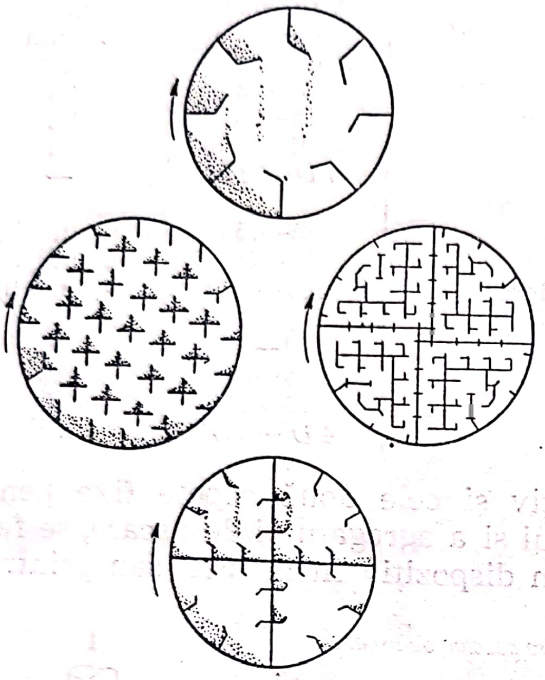


Fig. 24.24. Șicane în uscătoarele rotative.

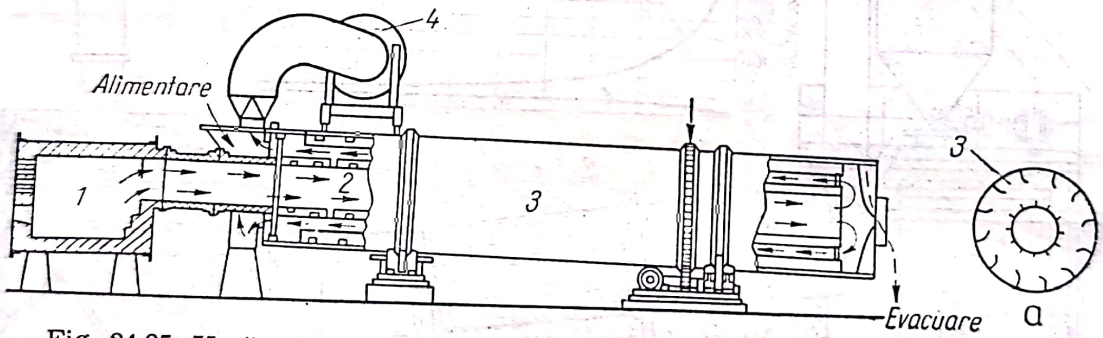


Fig. 24.25. Uscător rotativ cu încălzire combinată, indirectă și directă; *1* — cuptor; *2* — tub central de încălzire indirectă; *3* — cilindru rotativ; *4* — exhaustor pentru evacuarea gazelor; *a* — secțiune prin cilindrul uscătorului.

Durata în care materialul trece prin uscătorul rotativ (durata de reținere) se calculează cu formula:

$$\tau = 0{,}23 \frac{l}{kn^{0,9} D} \pm 2 \beta \frac{lL}{G} \qquad (24.72)$$

în care:

τ este durata de staționare, în min;
l — lungimea cilindrului, în m;
k — panta cilindrului față de orizontală;
n — turația cilindrului, în rot/min;
D — diametrul cilindrului, în m;
L — debitul agentului de uscare, în kg/h (aer uscat);

Scanned with OKEN Scanner

G — debitul materialului (uscat), în kg/h;
β $=5/\sqrt{d}$;
d — diametrul mediu (raportat la greutate) al granulelor care se usucă, în μm.

Se ia semnul + sau — după cum materialul și aerul se mișcă în echicurent sau în contracurent.

Uscătoarele rotative sînt indicate în special pentru uscarea materialelor granulare care pot curge liber și care nu produc mult praf. Materialele care au tendință de lipire în stare umedă se pregătesc prin amestecare (pînă la 50%) cu material uscat; dispozitive de ciocănire a cilindrului în timpul uscării, șicane sau lanțuri fixate la capătul de alimentare și lăsate liber pe o porțiune a uscătorului sînt precauțiuni care se iau cînd se tratează materiale cu tendință de lipire. Un dezavantaj al uscătoarelor rotative este mărunțirea materialului prin frecarea granulelor cu pereții și șicanele uscătorului; folosirea șicanelor micșorează efectul de mărunțire; praful trebuie captat cu un ciclon (urmate uneori de un filtru cu saci) prin care trec gazele după ieșirea din uscător.

În tabelul 24.7 sînt date cîteva caracteristici ale uscătoarelor rotative iar în tabelul 24.8 cîteva exemple.

Tabelul 24.8

Caracteristicile uscătoarelor rotative

Caracteristicile uscătorului	Unități	Felul uscătorului					
		contracurent			curent paralel	încălzire directă + indirectă	
		minereu de mangan	pirită	sulfat de amoniu	argilă și piatră	nisip	antracit
Diametrul cilindrului	m	1,52	2,2	1,22	2,6	1,75	1,2
Lungimea cilindrului	m	12	22,8	7,6	24,3	10,7	16,7
Umiditatea inițială	%	8	5,4	1,75	10	5,0	17,5
Umiditatea finală	%	0,9	0,1	0,1	0,1	0,1	2,9
Debitul materialului	kg/h	13 600	45 360	2 400	21 400	13 600	15 875
Apă vaporizată	kg/h	1 000	2 450	39	8 164	700	3 000
Eficacitate specifică de uscare	kg/(m³ h)	47	26	45	61	28	44
Randamentul termic	kJ/kg	5 000	3 600	7 000	3 500	3 500	310
Puterea necesară	kW	16	52	6,6	107	18,5	45

Prin *eficacitatea specifică* a uscătorului se înțelege cantitatea de apă vaporizată în unitatea de timp pe unitatea de volum al uscătorului. *Randamentul termic* se exprimă fie prin căldura consumată pentru vapo-

Scanned with OKEN Scanner

rizarea unei unități de masă de apă, fie prin raportul dintre căldura necesară teoretic pentru vaporizarea apei și căldura consumată efectiv în uscător.

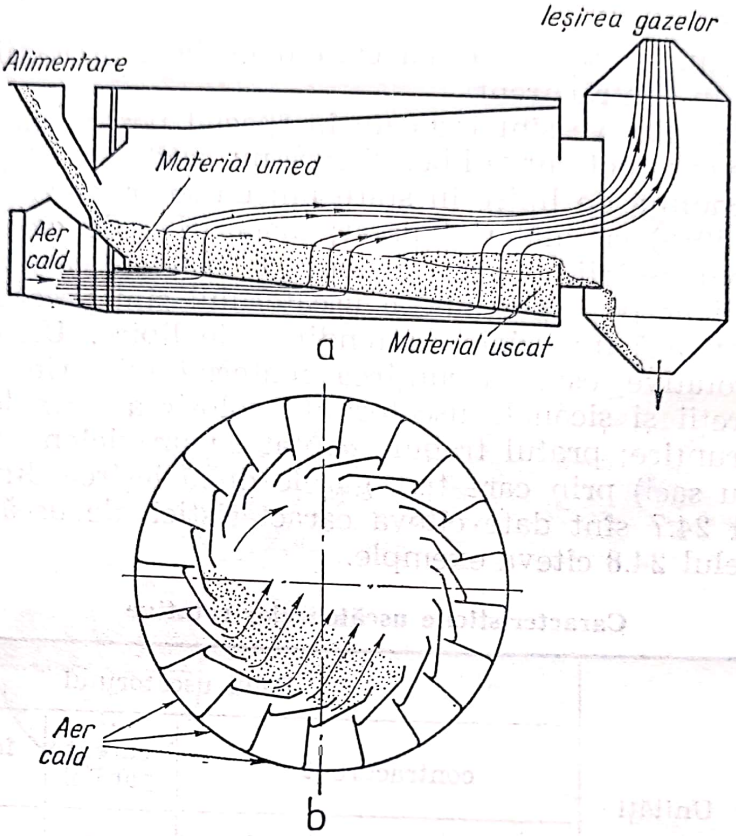


Fig. 24.26. Uscător rotativ (*Roto-Louvre*) cu trecerea aerului prin stratul de material:
a — secțiune longitudinală prin uscător; *b* — secțiune transversală prin uscător.

O variantă interesantă este uscătorul rotativ conic *(Roto-Louvre)* schițat în fig. 24.26, în care aerul introdus prin șicane de construcție specială străbate materialul în continuă mișcare.

Aceste uscătoare se construiesc cu diametre între 0,70 și 3,5 m, lungime între 2,5 și 10 m și producție (apă evaporată) pînă la 6 000 kg/h.

24.3.6. Uscătoare cu tambur

Pentru uscarea soluțiilor, suspensiilor și pastelor nu prea consistente, se folosesc uscătoarele cu tambur. Lichidul de uscat se întinde în film subțire pe un tambur cilindric orizontal, încălzit din interior cu abur, apă caldă sau ulei; sub influența căldurii transmise prin conducție în filmul de lichid și a aerului înconjurător, apa este vaporizată pînă la sicitate, în timp ce tamburul execută aproximativ trei sferturi dintr-o rotație; reziduul solid uscat se desprinde de pe suprafața tamburului cu un cuțit sau cu perii.

Uscătoarele cu tambur se construiesc în mai multe variante deosebindu-se între ele prin numărul tamburelor (unul sau două), prin sensul

lor de rotație, prin modul cum se realizează filmul de lichid pe suprafața tamburului; prin modul de desprindere a precipitatului, prin presiunea la care funcționează (la presiune atmosferică sau în vid).

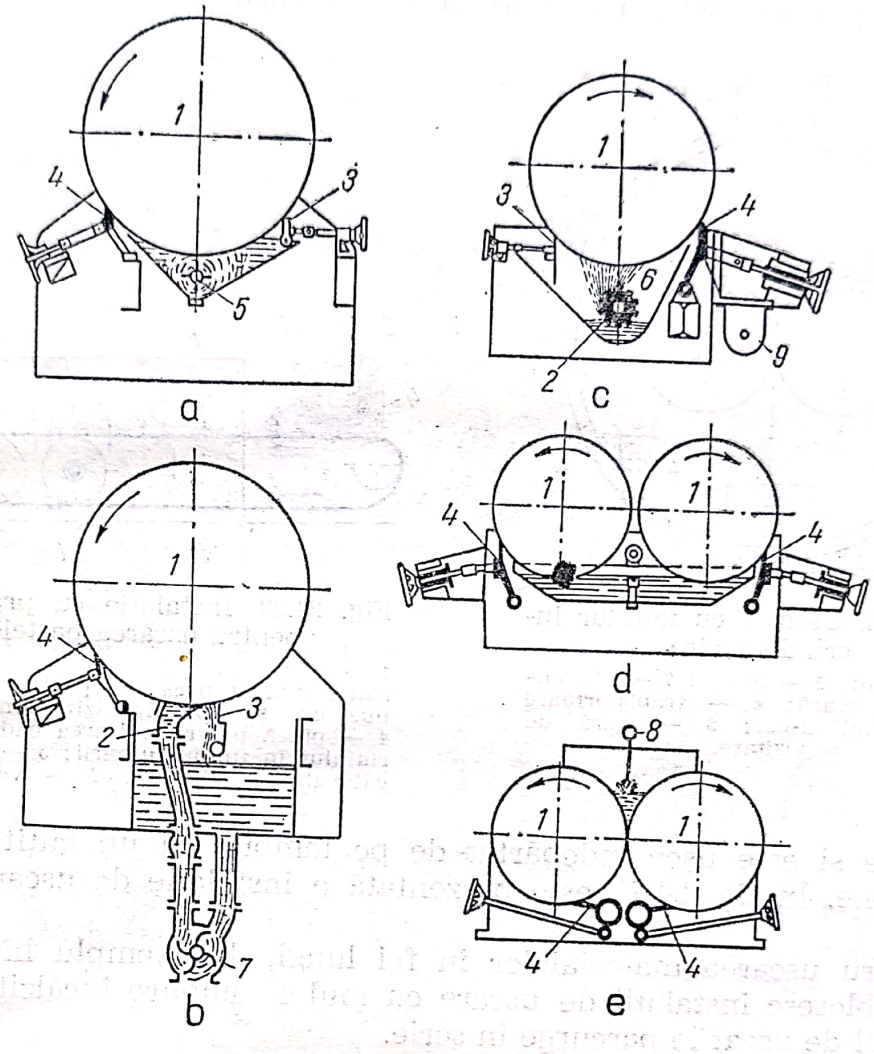


Fig. 24.27. Uscătoare cu tambur:
a — cu un singur tambur, alimentare prin afundare; *b* — cu un singur tambur, alimentare cu jgheab deversor; *c* — cu un singur tambur, alimentare prin stropire; *d* — cu două tambure, alimentare prin afundare; *e* — cu două tambure, alimentare superioară; *1* — tambur; *2* — jgheab de alimentare; *3* — egalizator pentru grosimea filmului de lichid; *4* — cuțit; *5* — agitator; *6* — dispozitiv de stropire; *7* — pompa de circulație; *8* — țeavă perforată; *9* — transportor elicoidal.

În fig. 24.27 sînt reprezentate schemele de principiu ale unor uscătoare cu tambur, iar în fig. 24.28, schema unui uscător cu tambur lucrînd în vid.

În tabelul 24.9 sînt indicate cîteva date caracteristice ale materialelor cu tambur.

24.3.6.1. **Uscarea cu preformare.** Pentru uscarea pastelor se utilizează din ce în ce mai mult procedeul de *uscare în două etape* sau *uscarea cu preformare*. În prima etapă pasta este uscată parțial pînă la o consistență suficientă ca să dea un produs în solzi sau granule care, în a doua etapă este uscat pînă la umiditatea finală într-un uscător pentru materiale granulare, de exemplu într-un uscător cu bandă.

Scanned with OKEN Scanner

Pentru prima etapă se poate folosi un uscător obișnuit cu tambur, dar este preferabil un uscător pe a cărui suprafață sînt săpate șanțuri sau adînciturі (alveole) de 8 mm. În aceste șanțuri pasta inițială este presată cu ajutorul unui rulou. În timpul uscării pe tambur, materialul

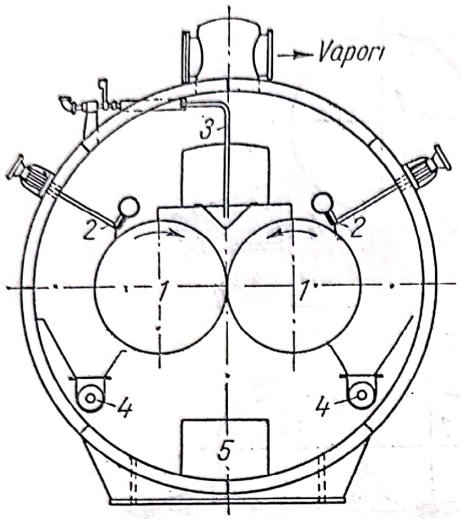


Fig. 24.28. Uscător cu tambur lucrînd în vid:

1 — tambur; *2* — cuțite; *3* — alimentare superioară; *4* — transportoare de material uscat; *5* — gură de vizitare.

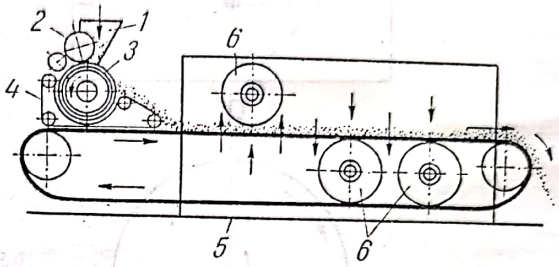


Fig. 24.29. Instalație cu preformare pentru uscarea pastelor:

1 — pîlnie de alimentare cu pastă; *2* — rulou pentru presarea pastei; *3* — tambur cu șanțuri, încălzit din interior; *4* — pînză pentru evitarea căderii materialului în timpul uscării; *5* — plasa uscătorului cu bandă; *6* — ventilatoare.

se strînge și este ușor îndepărtat de pe tambur cu un cuțit în formă de pieptene. În fig. 24.28 este prezentată o instalație de uscare cu preformare.

Pentru uscarea materialelor în foi lungi, de exemplu hîrtie, pînză etc., se folosesc instalații de uscare cu multe tambure încălzite, pe care materialul de uscat le parcurge în serie.

Tabelul 24.9

Date caracteristice pentru uscătoarele cu tambur

Diametrul tamburului		0,6—2,5	m
Lungimea tamburului		0,5—2	m
Turația tamburului	n	2—8	rot/min
Presiunea aburului de încălzire		$2 \cdot 10^5$—$6 \cdot 10^5$	Pa
Coeficientul total de transfer abur-film		175—2 100	W/(m²·K)
Produsul rezultat pe unitatea de arie a tamburului		5—50	kg/(m².h)
Umiditatea vaporizată = capacitatea de uscare			
— cu abur de $2 \cdot 10^5$—$3 \cdot 10^5$ Pa		15—35	kg/(m².h)
— cu abur de $4 \cdot 10^5$—$5 \cdot 10^5$ Pa		30—75	kg/(m².h)
Consumul de vapori/apă vaporizată		1,2—20	kg/kg
Randamentul termic = căldura consumată pentru vaporizarea apei		3 150—5 000	kJ/kg
Grosimea stratului de material pe tambur		0,1—1,0	mm
Puterea necesară pe unitatea de arie a tamburului		0,055 n	kW/m²
Durata de serviciu a cuțitelor		1—6	luni

24.3.7. Uscătoare cu agitare mecanică

Pentru evitarea supraîncălzirilor și pentru omogenizarea materialului în timpul încălzirii, se folosesc uscătoare în care materialul este amestecat continuu.

Cel mai simplu și mai ieftin uscător din această categorie este transportorul elicoidal cu posibilitate de încălzire și de amestecare. Se construiesc: a) cu manta de încălzire numai în jurul jgheabului (în acest caz, jgheabul poate fi descoperit), b) cu manta de încălzire și în capacul jgheabului, c) cu încălzire prin manta și prin arborele transportorului. Suprafața elicoidală poate fi continuă sau cu brațe *Porter* (v. 13.2.3.12).

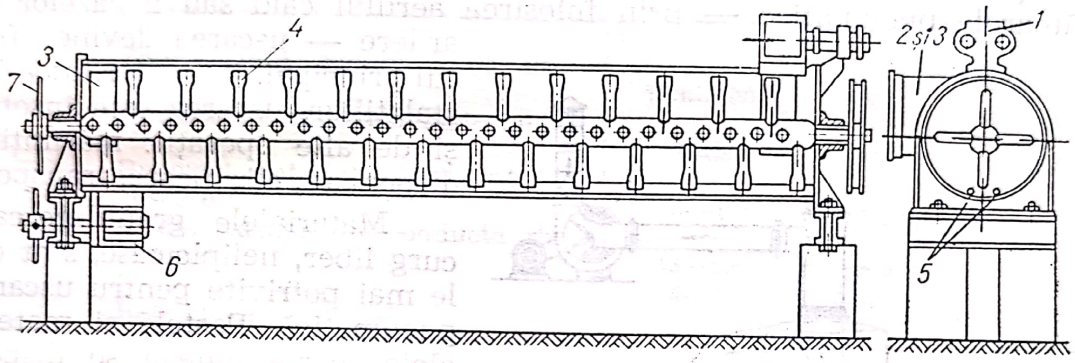


Fig. 24.30. Uscător-transportor cu brațe *Porter:*
1 — alimentator; *2* — intrarea agentului de uscare; *3* — ieșirea agentului de uscare; *4* — amestecător cu palete *Porter*; *5* — țevi încălzitoare; *6* — ieșirea materialului uscat; *7* — dispozitiv de acționare.

Aceste uscătoare se folosesc pentru materiale granulare nelipicioase mai cu seamă cînd este nevoie și de transportorul la instalația fazei următoare de fabricație. În fig. 24.30 este schițat un uscător-transportor cu brațe Porter iar în tabelul 24.10 sînt indicate principalele caracteristici ale uscătoarelor cu agitator elicoidal.

Tabelul 24.10

Date caracteristice pentru uscătoare cu agitator elicoidal

Diametrul	150—600	mm
Coeficientul de umplere	30—70	%
Coeficientul de transfer termic		
— la turația de 2—20 rot/min	16—70	W/(m².K)
— la turația de 200 rot/min	140—175	W/(m².K)
Capacitatea de uscare=umiditate vaporizată pe metrul pătrat de arie a jgheabului		
— pentru materiale foarte umede	5—15	kg/(m².h)
— pentru materiale puțin umede	0,5—2,5	kg/(m².h)
Randamentul termic pentru uscătoare bine izolate	50—70	%

Scanned with OKEN Scanner

Transportoarele vibratoare și transportoarele cu rigolă pneumatică (v. 5.1.6, vol. I) pot fi, de asemenea, folosite ca uscătoare.

Pentru uscarea în șarje mici, de materiale granulare sau paste, se folosesc cuve circulare încălzite prin manta și prevăzute cu agitatoare de tip ancoră sau brațe ajustate la pereții și fundul aparatului (vl. 13.2.3.5).

24.3.8. Uscătoare pneumatice

Contactul ideal între material și aer în timpul transportului pneumatic (v. 5.1.5, vol. I) are ca efect secundar și uscarea materialului; la uscătoarele pneumatice — prin folosirea aerului cald sau a gazelor de ardere — uscarea devine efectul principal. La majoritatea instalațiilor, uscarea este însoțită și de alte operații: mărunțire, dispersare, clasificare, transport.

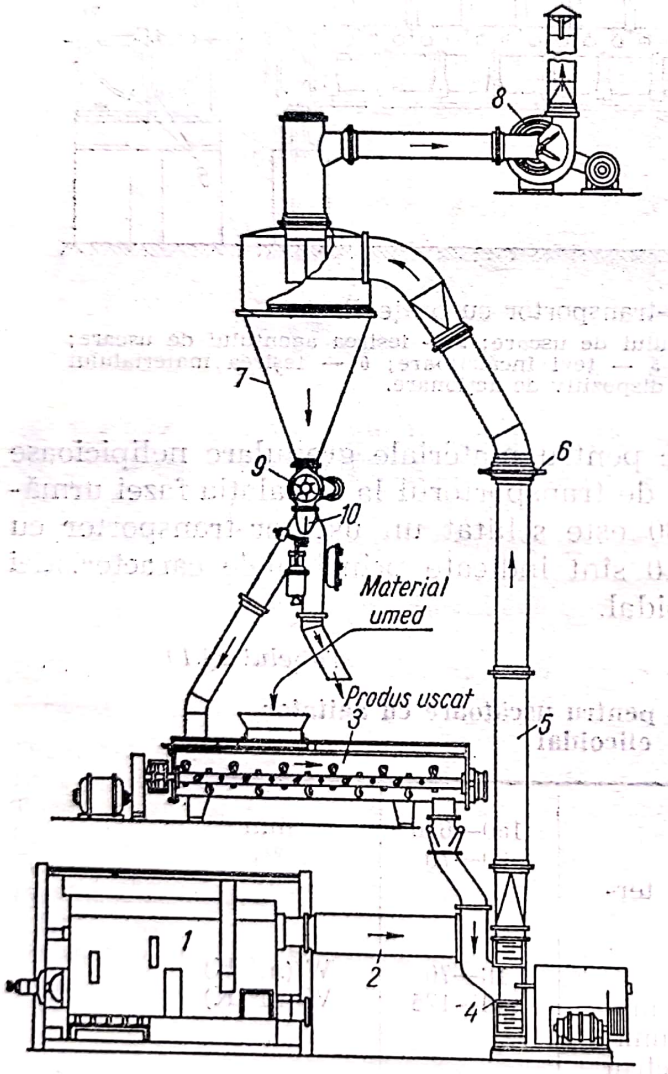


Fig. 24.31. Instalație de uscare pneumatică:
1 — cuptor; *2* — conducta de gaze calde; *3* — amestecător cu palete *Porter*; *4* — dezintegrator; *5* — conductă de uscare pneumatică; *6* — lentilă de dilatare; *7* — ciclon; *8* — exhaustor pentru gazele utilizate; *9* — etanșare prin rotor compartimentat; *10* — dispozitiv pentru împărțirea produsului.

Materialele granulare care curg liber, nelipicioase, sînt cele mai potrivite pentru uscarea pneumatică. Pastele și materialele foarte umede se dispersează în curentul de aer cu ajutorul dezintegratoarelor, uneori după amestecare cu material uscat. Prin durata scurtă de contact cu gazele calde, uscarea pneumatică este recomandată pentru tratarea materialelor sensibile la temperaturi ridicate.

De multe ori uscarea pneumatică este asociată cu măcinarea fină; în aceste cazuri, transportul pneumatic servește atît pentru uscare, cît și pentru mărirea productivității instalației de măcinare.

În fig. 24.31 este reprezentată schița unei instalații pentru uscarea unui material umed: după amestecarea cu produs uscat, amestecul este dezintegrat și luat de un curent de gaze calde; materialul uscat, separat de gazele utilizate într-un ciclon (cînd materialul este prețios se adaugă și un filtru cu saci), este împărțit în două porțiuni; o porțiune se

Scanned with OKEN Scanner

amestecă cu materia primă umedă sau lipicioasă, iar cealaltă se evacuează ca produs uscat.

Instalațiile de uscare pneumatică sînt indicate pentru tratarea debitelor mari și constante de material umed (peste 1 000 kg/h apă vaporizată).

Dezavantajul uscătoarelor pneumatice este consumul relativ mare de energie.

Cîteva date caracteristice pentru uscătoarele pneumatice sînt prezentate în tabelul 24.11.

Tabelul 24.11

Date caracteristice pentru uscătoarele pneumatice

Temperatura agentului de uscare	150—700	°C
Umiditatea inițială a materialului	3—90	%
Raportul material solid/agent de uscare	0,05—1,0	kg/kg
Viteza gazului în conducta de uscare	15—60	m/s
Durata uscării	5—7	s
Randamentul termic:		
— la temperaturi înalte (gaze de ardere)	65—75	%
— la temperaturi joase (aer încălzit cu abur)	25—30	%
Putere necesară pentru 1 000 kg/h apă vaporizată	16—30	kW

24.3.9. Uscătoare prin pulverizare (atomizoare)

Principiul de funcționare al uscătoarelor prin pulverizare — numite și *atomizoare* — este uscarea rapidă a lichidelor (soluții, suspensii, paste subțiri) rezultată din mărirea ariei de contact cu agentul de uscare, prin pulverizarea fină a lichidului.

Prin pulverizarea fină se înțelege formarea unei cețe de lichid constituită din picături cu diametrul între 2 și 200 μm. În tabelul 24.12 se arată cum crește aria picăturilor cu scăderea diametrului lui. În ultima coloană a tabelului este dat rezultatul unui calcul simplificat asupra duratei de uscare a picăturilor de diferite diametre, cînd diferența dintre temperatura agentului de uscare și a lichidului este de 135°C.

Din acest tabel rezultă durata scurtă a uscării (fracțiuni de secundă) pentru picăturile de mărimile care intervin în acest procedeu și importanța determinată a unei pulverizări uniforme. Dacă din pulverizare rezultă picături mari, acestea nu au timp suficient să se usuce înainte de a cădea la fundul camerei de uscare; dacă pulverizarea produce multe picături prea mici; praful fin — rezultat după uscare — este antrenat de agentul de uscare și apar dificultăți la separarea și manipularea lui.

O instalație de uscare prin pulverizare (fig. 24.32) este formată din:

a) o cameră de uscare cilindrică, cu fundul conic, prevăzută cu intrare și ieșire pentru agentul de uscare și avînd la partea superioară

Scanned with OKEN Scanner

Tabelul 24.12

Date asupra mărimii picăturilor şi duratei lor de uscare (la $\Delta t = 153$ K)

Diametrul picăturii μm	Suprafaţa picăturii [m²]	Volumul picăturii [m³]	Numărul picăturilor pe litrul de lichid [l⁻¹]	Suprafaţa picăturilor pe litru de lichid [m²/l]	Durata uscării [s]
10 000	$3{,}142 \cdot 10^{-4}$	$0{,}5236 \cdot 10^{-6}$	$1{,}910 \cdot 10^{3}$	0,6	4 200
5 000	$0{,}7854 \cdot 10^{-4}$	$0{,}06545 \cdot 10^{-6}$	$15{,}28 \cdot 10^{3}$	1,2	1 050
2 000	$0{,}1256 \cdot 10^{-4}$	$0{,}004189 \cdot 10^{-6}$	$239{,}0 \cdot 10^{3}$	3,0	170
1 000	$3{,}142 \cdot 10^{-6}$	$0{,}5236 \cdot 10^{-9}$	$1{,}910 \cdot 10^{6}$	6	42
500	$0{,}7854 \cdot 10^{-6}$	$0{,}06545 \cdot 10^{-9}$	$15{,}28 \cdot 10^{6}$	12	11
200	$0{,}1256 \cdot 10^{-6}$	$0{,}004189 \cdot 10^{-9}$	$239{,}0 \cdot 10^{6}$	30	1,7
100	$3{,}142 \cdot 10^{-8}$	$0{,}5236 \cdot 10^{-12}$	$1{,}910 \cdot 10^{9}$	60	0,42
50	$0{,}7845 \cdot 10^{-8}$	$0{,}06545 \cdot 10^{-12}$	$15{,}28 \cdot 10^{9}$	120	0,11
20	$0{,}1256 \cdot 10^{-8}$	$0{,}004189 \cdot 10^{-12}$	$239{,}0 \cdot 10^{9}$	300	0,017
10	$3{,}142 \cdot 10^{-10}$	$0{,}5236 \cdot 10^{-15}$	$1{,}910 \cdot 10^{12}$	600	0,0042
5	$0{,}7845 \cdot 10^{-10}$	$0{,}06545 \cdot 10^{-15}$	$15{,}28 \cdot 10^{12}$	1 200	0,0011
2	$0{,}1256 \cdot 10^{-10}$	$0{,}004189 \cdot 10^{-15}$	$239{,}0 \cdot 10^{12}$	3 000	0,00017
1	$3{,}142 \cdot 10^{-12}$	$0{,}5236 \cdot 10^{-18}$	$1{,}910 \cdot 10^{15}$	6 000	0,000042

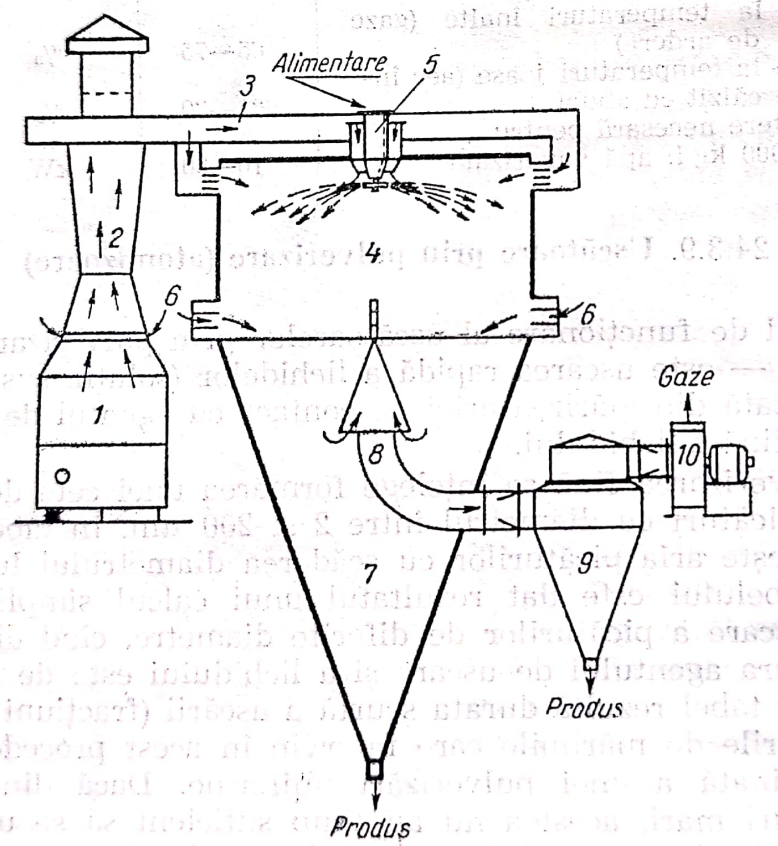


Fig. 24.32. Instalaţie de uscare prin pulverizare:
1 — cuptor pentru obţinerea gazelor de ardere; *2* — coş în forma de tub *Venturi* pentru amestecarea gazelor de ardere cu aer; *3* — conductă de gaze spre intrările în camera de uscare; *5* — dispozitiv de pulverizare cu disc; *6* — intrările de aer rece; *7* — con pentru separarea produsului uscat; *8* — ieşirea gazelor utilizate; *9* — ciclon pentru colectarea prafului antrenat; *10* — exhaustor.

Scanned with OKEN Scanner

sau în centrul ei dispozitivul de pulverizare, iar pe fund raclete pentru evacuarea produsului pulverulent uscat;

b) un încălzitor pentru agentul de uscare (cuptor cînd uscarea se face cu gaze de ardere, sau calorifer cu abur cînd se folosește aer cald);

c) un aparat — ciclon sau filtru cu saci — pentru separarea produsului pulverulent antrenat de agentul de uscare.

Sînt folosite trei metode pentru pulverizarea lichidului:

1) Pulverizarea prin centrifugare cu ajutorul discurilor (cu diametre între 50 și 350 mm) care se rotesc cu turații mari (3 000—50 000, de obi-

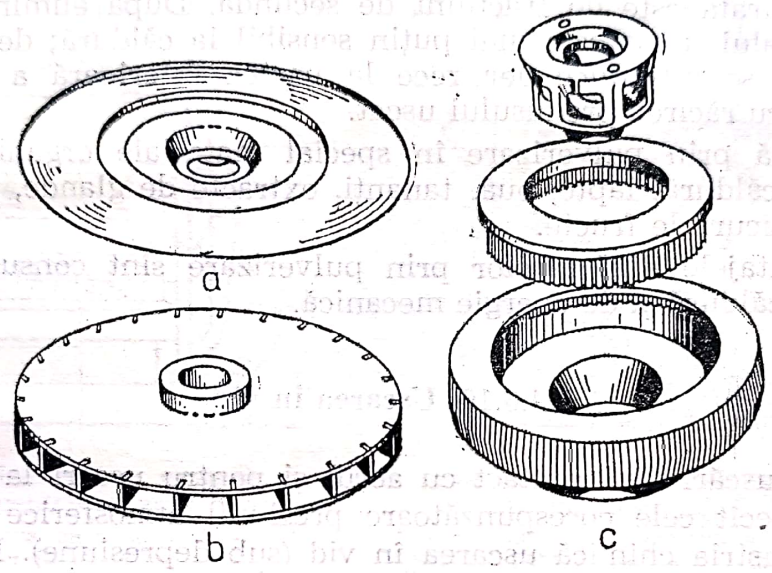


Fig. 24.33. Discuri de pulverizare:
a — pentru pulverizare obișnuită; *b* — pentru pulverizare fină; *c* — pentru pulverizare foarte fină (demontat).

cei 3 600—12 000 rot/min), acționate prin turbină de aer (pentru aparate de laborator), turbină cu abur, electromotor, transmisie cu curea. Cîteva forme de „discuri" sînt arătate în fig. 24.33. Pulverizarea cu discuri este recomandată pentru suspensii și paste erozive și pentru paste mai consistente. Discurile lucrează satisfăcător și cînd debitul lichidului nu este constant.

2) Pulverizarea prin duze în care lichidul este introdus sub presiune de $30 \cdot 10^5$—$700 \cdot 10^5$ Pa≈30—700 kgf/cm². Duzele au canale elicoidale; diametrul orificiului variază între 0,3 și 4,0 mm. Erodarea duzelor (chiar cînd sînt din materiale foarte dure — aliaj cu wolfram, safir, stelit etc.) și erodarea supapelor la pompe sînt inconvenientele acestei metode de pulverizare.

3) Pulverizarea prin duze cu ajutorul aburului sau al aerului comprimat (10^5—$7 \cdot 10^5$ Pa≈1—7 kgf/cm²), de tipul pistoalelor de pulverizare, este folosită pentru uscătoarele de capacitate mică.

Picăturile rezultate din pulverizarea cu discuri sînt mai uniforme decît cele produse de duze. În industria chimică este preferată pulverizarea cu discuri, iar în industria alimentară și a săpunului este răspîndită pulverizarea cu duze.

Scanned with OKEN Scanner

În diagrama H, x din fig. 24.8 este reprezentată uscarea într-o instalație cu pulverizare. Din diagramă rezultă că temperatura materialului t_m în timpul uscării este cu mult mai coborîtă decît temperatura agentului de uscare.

Aplicațiile principale ale uscării prin pulverizare se bazează pe cele două caracteristici: rapiditatea uscării și temperatura scăzută a materialului în timpul uscării. Degradarea materialelor termosensibile este proporțională cu produsul între temperatură și durata încălzirii; ambii acești factori sînt mici la uscarea prin pulverizare. Temperatura materialului nu depășește 60°C cînd temperatura aerului de uscare este de 140°C iar durata este de fracțiuni de secundă. După eliminarea umidității, materialul uscat este mai puțin sensibil la căldură; de altfel, cînd este nevoie, se introduce aer rece la partea inferioară a camerei de uscare, pentru răcirea produsului uscat.

Se usucă prin pulverizare în special materiale organice naturale, sensibile la căldură: lapte, ouă, tananți, extracte de glande, produse farmaceutice, sucuri de fructe.

Dezavantajele uscătoarelor prin pulverizare sînt consumurile relativ mari de căldură și de energie mecanică.

24.3.10. Uscarea în vid

Pentru uscări fără contact cu aerul și pentru uscări la temperaturi mai joase decît cele corespunzătoare presiunii atmosferice se folosește mult în industria chimică uscarea în vid (sub depresiune). Produse farmaceutice, materiale termolabile, substanțe ușor oxidabile se usucă în condiții avantajoase prin micșorarea presiunii la 2 500—4 000 Pa≈20—30 torr. Acest procedeu se aplică în special atunci cînd solventul trebuie recuperat.

Pentru prima perioadă de uscare — perioada cu viteza constantă de uscare — temperatura corespunde, de obicei, temperaturii de saturație la presiunea din uscător. Uscarea se face cu viteză mare; vaporizarea solventului este apropiată de fierbere.

A doua perioadă de uscare — cu viteză descrescîndă — este mult mai lentă. Deseori survin supraîncălziri din cauza suportului cald (polițe, tăvi). Este preferabil să se oprească operația înainte de uscarea completă a materialului. Durata uscării se micșorează prin așezarea materialului în straturi subțiri.

Pentru uscare în vid se folosesc uscătoare cameră cu polițe (fig. 24.34), uscătoare cu tambur (fig. 24.35) și uscătoare cu agitare mecanică.

O instalație de uscare în vid este formată din uscător, sursa de purtător de căldură, pompa de vid și condensatorul pentru recuperarea solventului.

24.3.10.1. **Uscătoarele cameră cu polițe, pentru uscare în vid** (fig. 24.34) sînt camere, construite ca să reziste presiunii exterioare, avînd uși etanșe și polițe încălzite cu apă caldă (pentru temperaturi joase) cu

Scanned with OKEN Scanner

abur sau cu lichide organice (pentru temperaturi înalte). Materialul de uscat se așază în țevi al căror fund trebuie să se aplice bine pe polițele încălzite.

Cîteva date pentru uscătoarele cameră sînt prezentate în tabelul 24.13.

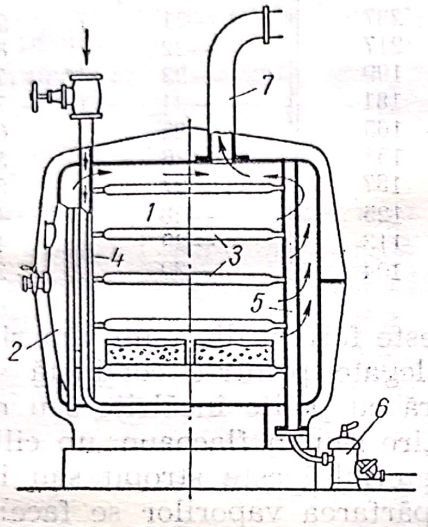


Fig. 24.34. Uscător cameră, cu polițe pentru uscarea în vid:

1 — camera de uscare; *2* — ușă; *3* — polițe încălzite cu abur; *4* — distribuitor pentru purtătorul de căldură (abur) în polițe; *5* — colector pentru purtătorul de căldură din polițe; *6* — oală de condens; *7* — conductă de vid.

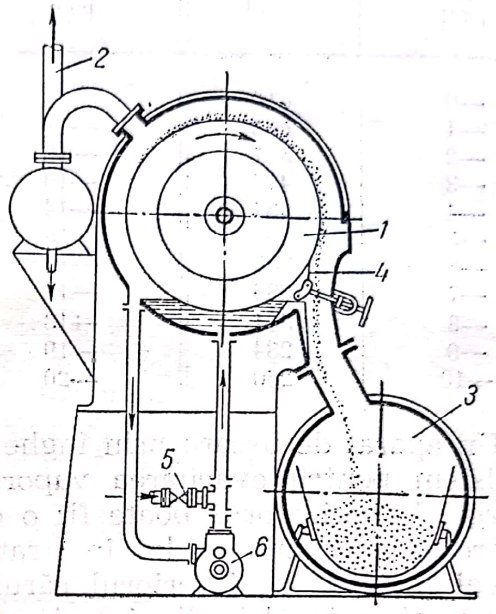


Fig. 24.35. Uscător cu tambur, în vid, cu funcționare continuă:

1 — tambur; *2* — conductă de vid; *3* — recipient pentru produsul uscat; *4* — cuțit; *5* — alimentare; *6* — pompa de circulație.

Tabelul 24.13

Date caracteristice pentru uscătoarele cameră funcționînd în vid

Presiunea (absolută)	20—30	torr
Temperatura polițelor	0—100	°C
Randamentul termic	60—80	%
Apă vaporizată pe metrul pătrat de arie	0,15—2,0	kg/(m²·h)
Puterea necesară (la pompa de vid) pe m² de arie	0,017—0,037	kW/m²

24.3.11. Uscarea prin înghețare

Îndepărtarea apei sau a altor lichide din materiale solide, din suspensii sau din soluții, menținute la temperaturi joase sau înghețate, se numește uscare prin înghețare. Cînd materialul este înghețat — cu apă în stare solidă — uscare prin înghețare este de fapt o sublimare. Presiunile de vapori ale gheței sînt date în tabelul 24.14.

Scanned with OKEN Scanner

Tabelul 24.14

Presiunea de vapori a gheței

Temperatura [°C]	Presiunea [Pa]	Temperatura [°C]	Presiunea [Pa]	Temperatura [°C]	Presiunea [Pa]
—0	610				
—1	563	—11	237	—21	93
—2	517	—12	217	—22	85
—3	476	—13	199	—23	77
—4	437	—14	181	—24	71
—5	401	—15	165	—25	64
—6	368	—16	151	—26	57
—7	339	—17	137	—27	52
—8	311	—18	125	—28	47
—9	284	—19	113	—29	43
—10	260	—20	104	—30	39

Un aparat de uscare prin înghețare este format dintr-un vaporizor și un sistem pentru evacuarea vaporilor, legate printr-o conductă scurtă și largă. Vaporizatorul poate fi: o cameră cu polițe încălzite sau răcite, pe care se așază materialul în strat subțire sau în flacoane, un cilindru vertical încălzit, pe interiorul căruia materialul este stropit sau întins, c) un tambur încălzit din interior. Îndepărtarea vaporilor se face: prin înghețare, de exemplu pe suprafața unui tambur răcit din interior cu aer lichid, bioxid de carbon solid, amoniac lichid etc., prin substanțe higroscopice sau prin absorbție în lichide cu presiune mică de vapori. Condensarea vaporilor ajută mult pompa de vid; de multe ori însă evacuarea vaporilor se face cu ajutorul pompei, fără condensare. Pompele de vid (dispozitive rotative, pompe de difuziune, ejectoare etc., v. cap. 12) sînt necesare și cînd se lucrează cu condensarea vaporilor, pentru evacuarea gazelor necondensabile.

Uscarea prin înghețare se aplică la desecarea substanțelor care se degradează la temperaturi mai ridicate sau în contact cu aerul. Prin acest procedeu de uscare, toate proprietățile organoleptice se păstrează intacte; prin amestecarea ulterioară a produsului uscat cu apă, se regenerează produsul inițial cu toate proprietățile sale. În timpul vaporizării, apa înghețată lasă goluri care nu împiedică vaporizarea apei din straturile interioare: rezultă un produs foarte poros care se hidratează ușor.

Uscarea prin înghețare se folosește pentru obținerea unor produse farmaceutice, praf de fructe, praf de lapte etc.

24.3.12. Uscarea cu radiații infraroșii

Principiul uscării cu radiații infraroșii constă în încălzirea suprafeței materialului care se usucă prin energia calorică furnizată de o sursă de radiații infraroșii. Aceste surse pot fi: lămpi cu filament de wolfram sau radiatoare metalice sau ceramice încălzite cu gaze sau abur (v. cap. 18).

Scanned with OKEN Scanner

Radiațiile infraroșii nu încălzesc aerul, deoarece nici oxigenul și nici azotul nu absorb radiații infraroșii, dar încălzesc direct și repede suprafața corpului radiat.

Prin încălzirea suprafeței materialului valoarea lui x_s din formulele (24.24), (24.35) și (24.43) crește și deci se mărește corespunzător și viteza de uscare.

Uscarea prin radiații infraroșii se aplică și la uscarea straturilor superficiale: uscarea filmelor fotografice, uscarea furnirului, uscarea țesăturilor și hîrtiei și, în special, la uscarea suprafețelor acoperite cu lacuri sau vopsele.

Aparatura obișnuită este formată dintr-un tunel prin care materialul este transportat pe o bandă, în timp ce este radiat de deasupra și lateral cu radiatoare dispuse în mod convenabil pe pereții și bolta tunelului.

Costul instalației este mai mic decît la uscătoarele obișnuite, dar costul energiei (mai cu seamă pentru radiatoarele electrice) și costul de întreținere (înlocuirea lămpilor) este mai mare.

Uscarea cu radiații infraroșii este mai economică și se aplică din ce în ce mai mult în cazurile amintite. Cîteva exemple sînt date în tabelul (24.15).

Tabelul 24.15

Exemple de uscare cu radiații infraroșii

Materialul	Numărul lămpilor de 260 W	Distanța dintre lampă și material [m]	Energia pe unitatea de arie [W/dm^2]	Durata uscării [min]
Emulsii fotografice pe sticlă	6	0,6—0,9	3,86	2
Clei	6	0,4	17	4—6
Granule de materiale plastice	24	0,3—0,9	20—10	5—45
Alumină	32	0,25—0,3	57	20
Azotat de argint	—	0,4	87	2
Hîrtie de bancnote	—	0,15	76	0,5

24.3.13. Uscarea prin curenți de înaltă frecvență (încălzire dielectrică)

Dacă între cei doi electrozi ai unui condensator, alimentat cu curent de înaltă frecvență, se introduce un material dielectric, acesta este încălzit în toată masa lui. Aceasta este caracteristica principală a încălzirii dielectrice, care o deosebește de toate celelalte moduri de încălzire, unde creșterea temperaturii progresează de la suprafața încălzită spre interiorul corpului încălzit (v. 19.4.4).

Într-un material umed, introdus între electrozii (plăcile) unui condensator, umiditatea înaintează spre exterior: 1) din cauză că umiditatea care este mai mică la exterior ca urmare a vaporizării în mediul înconjurător (această cauză este comună și celorlalte procedee de uscare) și 2) prin formarea unui gradient de temperatură mai mare la interior.

Scanned with OKEN Scanner

Uscarea dielectrică avantajează în special eliminarea umidității din interiorul materialelor groase.

O instalație de uscare prin curenți de înaltă frecvență este alcătuită din generatorul de curent de înaltă frecvență și din camera de uscare, formată în principal din electrozii condensatorului între care se

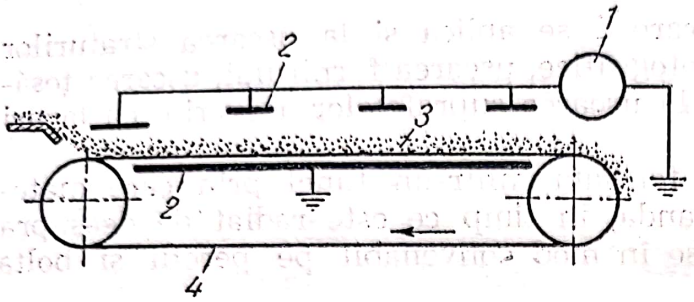


Fig. 24.36. Schema unui uscător cu curent de înaltă frecvență:

1 — generator de curent de înaltă frecvență; *2* — electrozi; *3* — material de uscat; *4* — banda transportoare.

introduce sau circulă materialul de uscat. În fig. 24.36 este prezentată schema unei camere de uscare în care materialul este purtat de-a lungul condensatorului (uscătorului) de o bandă transportoare.

Un avantaj important al uscării dielectrice este faptul că în porțiunile deja uscate pierderile dielectrice scad: aceste locuri se încălzesc mai puțin, evitîndu-se supraîncălzirile (solicitarea termică a materialului) și consumul inutil de energie.

Cîteva date în legătură cu uscarea dielectrică sînt prezentate în tabelul 24.16.

Tabelul 24.16

Date caracteristice pentru uscarea dielectrică

Puterea generatorului de curent	1—100	kW
Frecvența curentului	2—100	MHz
— obișnuit	2—20	MHz
Tensiunea maximă între electrozi	15 000	V
Gradientul tensiunii (cîmpul electric) în material:		
— pentru materiale poroase	sub 800	V/cm
— pentru materiale neporoase	sub 2 000	V/cm

Dezavantajul principal al uscării dielectrice este costul ridicat al operației, de 15—25 ori mai mare decît pentru procedeele obișnuite de uscare. Prețul uscării se micșorează mult prin combinarea uscării dielectrice cu uscarea obișnuită prin aer încălzit cu abur. În tabelul 24.17 se văd comparativ, avantajele uscării combinate, aplicată la uscarea lemnului (după procedeul *B. A. Posnov, A. N. Mazuin* și *A. V. Netusil*).

24.3.14. Alegerea uscătoarelor

Alegerea care să corespundă cel mai bine unui proces industrial de uscare este o operație dificilă din cauza marelui număr de elemente de care trebuie să se țină seamă și anume:

— condițiile tehnologice impuse de procesul de fabricație;

Scanned with OKEN Scanner

Tabelul 24.17

Indici tehnico-economici pentru uscarea lemnului

Procedeul de uscare		Uscare termică (convecție)	Uscare dielectrică	Uscare combinată
Procentul de material utilizabil după uscare, %		70,0	97,4	98,6
Durata uscării, zile		10,0	1,25	3,5
Utilaj necesar	Numărul camerelor de uscare	8	0	3
	Numărul generatoarelor de 50 kW	0	3	1
Energie necesară pentru 1 m³ lemn utilizabil	Abur, t/m³	3,0	0	1,6
	Energie electrică, kWh/m³	0	480	180

— factorii care influențează uscare (v. tabelul 24.2);
— marele număr de tipuri de uscătoare;
— restricțiile funcționale ale unor uscătoare (productivitatea și economicitatea uscătoarelor variază mult cînd unii parametri se schimbă chiar în limite apropiate);
— economicitatea operației.

Pentru alegerea celui mai potrivit uscător se vor analiza amănunțit — în funcție de problema studiată — toți factorii (din tabelul 24.2) care influențează uscarea și se vor compara apoi cu caracteristicile funcționale ale uscătoarelor competitive. Încercări la scară de laborator sau în uscătoare pilot și industriale sînt, de cele mai multe ori, inevitabile pentru procese tehnologice noi. Cînd mai multe tipuri sau variante de uscătoare corespund scopului, considerații economice comparative decid alegerea.

În tabelul 24.18 sînt date cîteva indicații sumare care ajută la alegerea uscătoarelor. Aceste indicații sînt grupate după forma în care se prezintă materia primă.

24.4. Uscarea gazelor

Îndepărtarea vaporilor de apă este deseori necesară în procesele tehnologice. Aplicațiile mai importante ale uscării gazelor sînt: a) evitarea coroziunii produse de gaze umede (de exemplu: clor, bioxid de sulf, amoniac în stare umedă); b) evitarea înfundării conductelor prin

Indicații pentru alegerea uscătoarelor (v. și Marshall și Friedman)

Starea materialului umed	Exemple de materiale	Uscătoare recomandate	Caracteristici și condiții de uscare
1	2	3	4
Lichide	Soluții Soluții coloidale Emulsii Extracte Lapte Sînge Latex	Prin pulverizare	Materiale termolabile debite mari produs pulverulent, afînat
		Prin înghețare	Costisitor materiale termolabile și oxidabile produse farmaceutice scumpe: penicilină, plasmă etc.
		Recipiente cu agitare mecanică	Șarje mici recuperarea solventului
		Cu tambur	Produs în solzi, întreținere costisitoare
		Cu radiații infraroșii	Costisitor, încercări experimentale
		Dielectrice	Costisitor, penicilină
Paste subțiri	Suspensii care pot fi pompate Pigmenți Săpun, detergenți Carbonat de calciu Bentonită Concentrate	Cameră	Șarje mici, încercări experimentale
		Prin pulverizare	v. la lichide eroziunea duzelor
		Prin înghețare	v. la lichide
		Cu agitare mecanică	
		Cu radiații infraroșii	
		Dielectrice	
Paste		Cameră	În șarje, durata mare de uscare
		Cameră, trecere transversală a aerului	În șarje, cu preformare
		Tunel și turbină	Producția medie și mare

Scanned with OKEN Scanner

Tabelul 24.18 (continuare)

1	2	3	4
Paste	Turte de la filtre-presă Precipitate Sedimente centrifugate Amidon	Rotative, încălzire indirectă	Materiale care nu aderă la perete și nu produc praf
		Pneumatice	Recirculare parțială a produsului (de obicei) dezintegrare uneori necesară producției mari
		Prin pulverizare	V. la lichide, necesită pompe speciale de nămol
		Cu polițe, în vid	Șarje mici, materiale termolabile și ușor oxidabile, recuperarea solventului
		Prin înghețare	V. la lichide
		Cu agitare mecanică	
		Cu transportor elicoidal	Materiale nelipicioase și neaglomerabile
		Cu tambur	V. la lichide, paste care curg
		Cu radiații infraroșii	V. la lichide
		Dielectrice	
Pulberi	Pulberi sub 0,5 mm care curg în stare umedă Sedimente centrifugate Pigmenți Argilă Ciment	Cameră	V. la paste, uneori antrenări de praf
		Turbine	V. la paste
		Roto-Louvre	Materiale care nu produc praf mult
		Rotative	
		Pneumatice	Producție mare, pulberi care se usucă repede
		Cu polițe, în vid	V. la paste
		Prin înghețare	V. la lichide
		Cu agitare mecanică	

Scanned with OKEN Scanner

Tabelul 24.18 (continuare)

1	2	3	4
Pulberi		Cu transportor elicoidal	Materiale nelipicioase, cu umiditate mică, cînd transportul este dorit
		Vibratoare	Pulberi care produc praf
		Cu radiații infraroșii	Costisitor, pericol de supraîncălzire
Materiale granulare	Granule peste 0,5 mm Cristale Nisip Materiale fibroase Minereuri Materiale plastice	Cameră	V. la paste
		Cameră, trecere transversală a aerului	Șarje mari
		Tunel și turbină	Manoperă costisitoare, producție mare
		Continue, trecere transversală a aerului	Producție mare
		Rotative	Mărunțirea materialului, producere de praf
		Pneumatice	Materiale care formează suspensii în aer, producție mare
		Cu polițe în vid	V. la paste
		Prin înghețare	Costisitor, produse farmaceutice
		Cu agitare mecanică	V. la lichide
		Cu transportor elicoidal	V. la pulberi
		Vibratoare	Materiale transportabile prin vibrații
		Cu radiații infraroșii	Costisitor, straturi subțiri, materiale cu umiditate superficială

Scanned with OKEN Scanner

Tabelul 24.18 (continuare)

1	2	3	4
Bucăți mari Obiecte diverse	Obiecte ceramice Cărămizi Obiecte vopsite Scînduri, grinzi	Cameră	V. la materiale granulare
		Cameră, trecere transversală a aerului	Bucăți și obiecte mici
		Tunel	Bucăți și obiecte de toate formele
		Cu polițe cu vid	V. la materiale granulare
		Prin înghețare	
		Cu radiații infraroșii	Uscarea straturilor de vopsele și lacuri
		Dielectrice	Costisitoare, uscarea rapidă a obiectelor groase
Foi continue	Hîrtie Pînze Foi impregnate Celofan Folii din materiale plastice	Cu falduri	Uscarea foilor fără contact cu suprafețe calde
		Prin înghețare	Cazuri speciale, de exemplu, acoperite cu emulsii
		Cu tambure în serie	Foi cu rezistența mecanică mică, cînd contactul cu suprafețe calde nu este dăunător
		Cu radiații infraroșii	Asociat cu alte procedee, indicat pentru spații limitate
Foi discontinue	Copii fotografice Piei Placaj, furnir Foi de burete din cauciuc	Cameră	V. la paste
		Tunel	Piei, placaje, furnir
		Cu polițe, în vid	V. la paste
		Cu radiații infraroșii	Experimentare, asociat cu alte paste
		Dielectrice	Burete de cauciuc

Scanned with OKEN Scanner

formarea dopurilor de gheață în instalațiile care funcționează la temperaturi scăzute, de exemplu: instalațiile frigorifice, instalațiile pentru lichefierea gazelor, instalațiile pentru separarea componenților din amestecurile gazoase, lichefiate, c) folosirea gazelor în reacții chimice în care prezența apei este dăunătoare, d) condiționarea aerului, e) uscarea în circuit închis.

Uscarea gazelor este principial deosebită de uscarea materialelor solide; în consecință și mijloacele pentru executarea uscării gazelor sînt cu totul diferite.

Procedeele obișnuite pentru uscarea gazelor sînt: răcirea, comprimarea, absorbția, adsorbția.

24.4.1. Uscarea gazelor prin răcire

Răcind gazul, indirect printr-o suprafață răcită sau direct cu ajutorul unui lichid rece, umezeala gazului scade pînă la conținutul corespunzător presiunii vaporilor de apă la temperatura finală de răcire (v. tabelul 24.14). La temperaturi peste 0°C și răcire indirectă, apa se depune în stare lichidă și trebuie evacuată. La răcirea directă cu un lichid rece, apa diluează lichidul care este apoi regenerat prin vaporizarea apei. Cînd uscarea se face la temperaturi sub 0°C apa se depune sub forma de zăpadă pe suprafața rece și urmează să fie îndepărtată din instalație prin insuflare de gaz (aer) cald); se folosesc aparate (schimbătoare de căldură) duble, dintre care unul este în serviciu și celălalt în regenerare (evacuarea zăpezii depuse).

Din cauza că răcirea progresează de la suprafața rece spre interior, o parte din umezeală se condensează înainte ca temperatura medie a gazului să fi atins punctul de rouă sau punctul de chiciură.

24.4.2. Uscarea gazelor prin comprimare

Conținutul de umezeală al unui gaz este dat de relația (2.58) din vol. I:

$$x = \frac{M_a}{M_g} \frac{p_s}{p - p_s}$$

în care:

x este conținutul de umezeală al gazului, în (kg apă)/(kg gaz);
M_a — masa moleculară a apei=18 kg/mol;
M_g — masa moleculară a gazului;
p_s — presiunea de saturație a vaporilor de apă, la temperatura gazului;
p — presiunea (totală) a gazului umed (saturat în vapori de apă).

Deoarece p_s nu depinde decît de temperatura gazului iar p crește prin comprimare, rezultă că dacă după comprimare gazul este răcit la temperatura inițială, o parte din umezeală se depunde în stare lichidă. Ținînd seamă că la temperatura obișnuită p_s este mic în comparație cu p și dacă în starea inițială gazul este saturat, rezultă că raportul dintre umezeala

Scanned with OKEN Scanner

finală și cea inițială este egal cu raportul dintre presiunea inițială și cea finală. Din cauza consumului de energie pentru comprimarea gazului, procedeul este convenabil numai cînd gazul este cerut în stare comprimată în fazele următoare ale procesului tehnologic.

24.4.3. Uscarea gazelor prin absorbție sau cu substanțe higroscopice

Micșorarea presiunii parțiale a vaporilor de apă care însoțesc un gaz, se obține și prin contactul cu lichide sau substanțe higroscopice. În tabelul 24.19, sînt date cîteva substanțe folosite pentru uscarea gazelor, împreună cu presiunea parțială a vaporilor de apă din gazul adus în contact cu aceste substanțe. Pe lîngă substanțele din tabel se mai folosesc în acest scop și glicerina, etilenglicolul și clorura de litiu. În comparație cu clorura de calciu, clorura de litiu are avantajul de a nu fi corosivă. Glicerina și etilenglicolul se regenerează îndepărtînd, prin distilare, apa absorbită.

Tabelul 24.19

Substanțe higroscopice

Substanța	Presiunea vaporilor de apă [Pa]
Anhidridă fosforică	< 0,0027
Anhidridă fosforică (topită)	0,27
Acid sulfuric	0,40
Oxid de magneziu	1,07
Hidroxid de sodiu	21,3
Oxid de calciu	27
Clorură de calciu (granule)	19—33
Clorură de zinc	107
Sulfat de cupru (anhidru)	187

Substanțele hidroscopice solide sînt folosite fie ca bucăți introduse într-o coloană prin care trece gazul de uscat, fie sub formă de soluții. Substanțele higroscopice lichide sau soluțiile sînt aduse în contact cu gazul de uscat în absorbere (v. cap. 26, vol. III).

24.4.4. Uscarea gazelor prin adsorbție

În capitolul 29, vol. III, sînt arătate proprietățile adsorbanților — în special: gelul de silice, alumina activată și sitele moleculare — utilizate pentru uscarea gazelor, împrună cu procedeele și aparatele folosite.

Scanned with OKEN Scanner

BIBLIOGRAFIE

1. BAGNOLI, E. Drying of Solids, În: J. PERRY „Chemical Engineers Handbook", fourth Edition, New York, McGraw-Hill, 1963.
2. BROWN, G. G. a.al. *Unit Operations.* New York, J. Wiley, 1950.
3. COULSON, J. M. and RICHARDSON, J. F. Chemical Engineering. 2-nd. Vol. London, Pergamon Press, 1955.
4. DĂSCĂLESCU, A. *Uscarea și aplicațiile ei industriale,* București, Editura tehnică, 1964.
5. EDELING, C. *Untersuchungen zur Zerstäubungtrocknung.* Weinheim, 1955.
6. FILONENKO, G. K. și LEBEDEV, P. D. *Instalații de uscare* (trad. din l. rusă), București, Editura Energetică de Stat, 1954.
7. GÖRLING, P. *Trocknung fester Stoffe.* În: ULLMANNS „Enzyklopädie der technischen Chemie", I. Band, 3. Aufl. München, Urban und Schwarzenberg, 1951.
8. KASATKIN, A. G. *Procese și aparate principale în tehnologia chimică* (trad. din l. rusă), ed. II, București, Editura tehnică, 1963.
9. KEMP, S. D. *Sublimation und Vacuum freez Drying.* În: CREMER-DAVIES „Chemical Engineering Practice", 6-th Vol. London, Butterworths Scientific Publications, 1958.
10. KRISCHER, O. *Die Wissenschaftlichen Grundlagen der Trochnungs technik.* Berlin, Springer, 1956.
11. LÎKOV, A. V. *Teoria uscării* (trad. din l. rusă) București, ESAC, 1954.
12. LÎKOV, A. V. *Experimentelle und theoretische Grundlagen der Trocknung.* Berlin, VEB Verlag Technik, 1955.
13. LÎKOV, A. V. *Tepla i massobmen v processah sușki,* Moskwa, Gosenergoizdat, 1948.
14. LURIE, M. I. *Sușilnoe delo.* Moskwa, Gosenergoizdat, 1948.
15. MARSHALL, R. K. *Atomization and Spray Drying.* New York, 1964.
16. MARSHALL, W. R. and FRIELMANN, S. Y. Drying. În: J. Perry „Chemical Engineers' Handbook", third Edition. New York, McGraw-Hill, 1950.
17. McCORMICK, P. Y. a.al. *Gas-Solid Systems.* În: J. Perry „Chemical Engineers' Handbook", fourth Edition. New York, McGraw-Hill, 1963.
18. Ministerul Industriei Petrolului și Chimiei. Procese și aparate în industria chimică. București, Editura tehnică, 1959.
19. RAZOUS, P. *Théorie et pratique du séchage industriel,* Paris, 1955.
20. SITARU, C. și DUMITRESCU, E. *Uscarea.* În manualul inginerului chimist, vol. IV, București, Editura tehnică, 1954.

Scanned with OKEN Scanner